

RÉPUBLIQUE FRANÇAISE

INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE

PARIS

(11) N° de publication :

(A n'utiliser que pour les
commandes de reproduction).

2 276 269

corresponds to
US 3926794

A1

**DEMANDE
DE BREVET D'INVENTION**

(21)

N° 75 20319

(54)

Procédé de digestion aérobie des eaux usées.

(51)

Classification internationale (Int. Cl.²). **C 02 C 1/06.**

(22)

Date de dépôt 27 juin 1975, à 15 h 47 mn.

(33) (32) (31)

Priorité revendiquée : *Demande de brevet déposée aux Etats-Unis d'Amérique le 28 juin 1974, n. 484.255 au nom de Nathan Paul Vahldieck.*

(41)

Date de la mise à la disposition du
public de la demande

B.O.P.I. — «Listes» n. 4 du 23-1-1976.

(71)

Déposant : Société dite : UNION CARBIDE CORPORATION, résidant aux Etats-Unis d'Amérique.

(72)

Invention de :

(73)

Titulaire : *Idem* (71)

(74)

Mandataire : Simonnot, Rinuy, Santarelli.

D

Vente des fascicules à l'IMPRIMERIE NATIONALE, 27, rue de la Convention - 75732 PARIS CEDEX 15

La présente invention concerne un procédé intégré d'aération d'eaux ayant une demande biochimique en oxygène et de digestion aérobie à température modérée d'une boue activée avec de l'oxygène.

- 5 Le brevet des Etats-Unis d'Amérique n° 3 670 887 décrit une installation d'aération d'eaux usées et de digestion aérobie de boues activées avec au moins 60 % d'oxygène gazeux, ce dernier pénétrant dans la zone couverte d'aération des eaux usées et le gaz contenant l'oxygène non consommé, évacué par
10 cette zone, parvenant à la zone couverte de digestion aérobie car une partie au moins de celle-ci nécessite de l'oxygène. L'intégration de cette manière des zones consommant de l'oxygène permet la transmission d'un gaz d'aération ayant une pureté élevée en oxygène et nécessite une énergie de dissolution dans
15 l'installation réduite par rapport à celle qu'imposent des alimentations séparées en oxygène dans les zones.

- On sait que la digestion aérobie progresse plus rapidement à température élevée. Lorsque la température s'élève à partir de 35°C, les micro-organismes mésophiles
20 diminuent et les formes thermophiles augmentent. La plage de températures de 45 à 75°C est souvent considérée comme la plage thermophile dans laquelle les formes thermophiles prédominent et la plupart des formes mésophiles ont disparu. Au-delà de cette plage, les formes thermophiles diminuent et, à 90°C,
25 l'ensemble devient pratiquement stérile. Etant donné l'oxydation rapide des boues, la digestion thermophile assure un retrait plus complet des matières solides en suspension, biodégradables à l'état volatil (VSS) que la même période de digestion à température ambiante. On obtient un résidu plus stable
30 qui peut être évacué sans inconvénient. On a aussi déjà indiqué que la digestion thermophile réduisait efficacement ou éliminait les bactéries pathogènes dans la boue, évitant ainsi les risques sanitaires posés par l'évacuation.

- Lors de l'utilisation d'installations à air diffusé
35 pour l'introduction de l'oxygène nécessaire à la digestion, des pertes de chaleur sont très importantes. L'air contient seulement 21 % d'oxygène et 5 à 10 % de l'oxygène seulement se dissolvent. En conséquence, la quantité d'air qui doit être

- utilisée pour l'introduction de l'oxygène nécessaire est très importante, et la chaleur sensible de l'air "usé" et la chaleur latente nécessaire à la saturation de l'air "usé" par la vapeur d'eau sont importantes. A température ambiante (20°C ou moins),
- 5 le temps de séjour de la boue dans la digestion aérobie avec de l'air est par exemple de 12 à 20 jours, et des réservoirs gigantesques sont nécessaires pour contenir la boue. Bien qu'on prenne des précautions pour réduire les pertes de chaleur par conduction, convection et radiation, la grande surface exposée
- 10 au transfert de chaleur conduit à des pertes de chaleur importantes. Enfin, la boue produite dans le traitement des eaux usées aérées par de l'air est fluide (relativement diluée). Cette caractéristique accroît encore les pertes de chaleur par conduction, convection et radiation. Surtout, une grande quantité
- 15 d'eau accompagne la boue dans le digesteur, et la chaleur sensible perdue dans la boue traitée évacuée est très grande.

Etant donné les pertes de chaleur précitées dans la digestion par l'air, les effets de chauffage autothermes sont faibles, et une quantité non rentable de chaleur externe doit

20 assurer le maintien de la température à la valeur voulue.

- On sait que les pertes de chaleur dans la digestion aérobie peuvent être beaucoup réduites par remplacement de l'air par un gaz enrichi en oxygène. En fait, lors de l'utilisation de l'oxygène, la quantité utilisée de ce gaz qui doit
- 25 être introduite dans le digesteur et retirée de celui-ci est bien inférieure à la quantité d'air nécessaire étant donné que la plus grande partie ou la totalité de l'azote a été retirée initialement. Les pertes de chaleur dues à l'échauffement du gaz et à l'évaporation de l'eau dans le gaz sont réduites.
- 30 L'excès de boue créée au cours du traitement des eaux usées par l'oxygène est plus concentré que celui qu'on obtient par le traitement à l'air, et la quantité de chaleur perdue par conduction et radiation à partir du réservoir du digesteur et dans la boue traitée quittant le digesteur est réduite. Ces réductions
- 35 des pertes de chaleur sont suffisamment importantes pour que la chaleur autotherme permette le maintien de la température à une valeur nettement supérieure à la température ambiante.

On constate que les installations de traitement des

eaux usées utilisant l'oxygène à la place d'air comme gaz d'aération, comme décrit par exemple dans les brevets des Etats-Unis d'Amérique n° 3 547 812, 3 547 813 et 3 547 815, sont particulièrement utiles pour la mise en oeuvre de la digestion des boues à température élevée. L'utilisation importante de l'oxygène qui peut être obtenu dans ces installations rend minimales les pertes de chaleur dues au gaz d'aération, et les concentrations des boues (matières solides) qui sont très élevées rendent minimales les autres pertes de chaleur présentées au cours du traitement, grâce au volume réduit des boues traitées évacuées. Ainsi, la digestion des boues par de l'oxygène gazeux est très favorable au maintien des températures élevées de façon autotherme (sans chauffage externe) même lorsque la température ambiante est faible.

Cependant, on constate aussi que des problèmes importants de transfert de masse se posent lorsque la digestion des boues est réalisée avec un gaz enrichi en oxygène à température élevée. Les forces élevées d'entraînement assurant le transfert de masse, caractérisant normalement le procédé d'aération par l'oxygène, ont tendance à diminuer. Bien que les forces d'entraînement utilisées pour le transfert de masse puissent être maintenues à des valeurs nettement supérieures à celles qu'on obtient avec l'air, elles sont néanmoins très réduites par rapport aux valeurs obtenues par digestion par l'oxygène à température ambiante. L'énergie nécessaire à la dissolution est bien plus importante que voulue, et/ou des quantités peu rentables d'oxygène non consommé doivent être rejetées afin que la pression partielle d'oxygène soit maintenue à une valeur favorable élevée dans le gaz d'aération.

La vitesse W de dissolution de l'oxygène O_2 peut être représentée sous la forme :

$$W = K_L \cdot a \left[(H_{O_2} \cdot P \cdot Y_{O_2}) - DO \right]$$

dans laquelle K_L est le coefficient de transfert massique du film liquide à interface gaz-liquide, a est la surface interfaciale (gaz-liquide), H_{O_2} est la constante de la loi de Henry pour l'oxygène, p est la pression totale dans l'installation, Y_{O_2} est la fraction molaire de O_2 dans la phase gazeuse, et DO est la concentration de l'oxygène dissous. Même à température ambiante,

- le transfert de masse dans le digesteur est plus difficile que lors du traitement des eaux usées pour deux raisons. D'abord, le coefficient de transfert massique en phase liquide K_L a tendance à diminuer lorsque la concentration en matières solides
- 5 augmente, les autres paramètres restant constants par ailleurs. Bien que l'augmentation de température ait un effet opposé sur K_L , la concentration élevée des matières solides dans un digesteur traitant des boues aérées par l'oxygène fait plus que compenser l'effet de température et donne globalement un effet
- 10 nuisible sur K_L . Ainsi, une quantité accrue d'énergie doit être dépensée à la fois pour le mélange et pour la production de la surface a entre les phases, afin que la vitesse de dissolution de O_2 et la concentration en oxygène dissous ne diminuent pas.
- 15 Enfin, le dégagement important de CO_2 de la boue provoque une dilution importante de l'oxygène dans le gaz d'aération. Le débit de liquide (eau) dans le digesteur est très faible par rapport à celui qu'on observe au cours du traitement des eaux usées, et cependant, la quantité de matière organique
- 20 oxydée au cours de la digestion est comparable à celle qui est oxydée au cours du traitement des eaux usées. En conséquence, la quantité de CO_2 qui est produite est importante, et une petite fraction de CO_2 peut être maintenue en phase liquide dans le digesteur, une quantité considérablement plus élevée
- 25 se dégageant dans le gaz. Aux températures élevées, le problème posé par CO_2 est encore aggravé par une réduction importante de la solubilité de ce gaz dans le liquide. Le dégagement de CO_2 réduit la concentration Y_{O_2} de l'oxygène dans la phase gazeuse.
- 30 A température élevée, le transfert massique d'oxygène est de plus compliqué par une réduction supplémentaire de la force d'entraînement associée à une réduction de la constante de la loi de Henry pour l'oxygène H_{O_2} . Par exemple, lorsque de l'eau du robinet à $20^\circ C$ est en équilibre avec de l'oxygène pur
- 35 ($Y_{O_2} = 1,0$) à une pression totale de 10^5 Pa, 44 mg d'oxygène se dissolvent par litre mais cette quantité est seulement de 30 mg/l à $50^\circ C$. Ainsi, pour une quantité d'oxygène dissous DO de 5 mg/l, la réduction de la solubilité de O_2 seul réduit la

force d'entraînement à 50°C à seulement $\frac{30 - 5}{44 - 5} \times 100 \% = 64 \%$ de la force d'entraînement à 20°C.

De plus, la force d'entraînement assurant le transfert
massique diminue à température élevée étant donné la teneur
5 élevée en eau du gaz d'aération. La tension de vapeur de l'eau
à 50°C est plus de 5 fois celle de l'eau à 20°C et, à 50°C, la
vapeur d'eau peut former 10 à 15 % du gaz d'aération. Les effets
combinés de dilution de CO_2 et H_2O réduisent notablement la
concentration de O_2 au-dessus du liquide, c'est-à-dire que la
10 valeur du coefficient Yo_2 de l'équation qui précède est très
réduite.

Etant donné les indications précédentes, on constate
que les avantages de l'installation intégrée décrite dans le
brevet précité n° 3 670 887 sont pratiquement éliminés lorsque
15 le digesteur fonctionne à température élevée. Lorsque la
température du digesteur s'élève, les coefficients d'utilisation
de l'énergie et de l'oxygène se rapprochent de ceux qu'on
obtient avec des alimentations séparées en oxygène pour les
deux étapes.

20 L'invention concerne un procédé perfectionné d'inté-
gration d'un traitement des eaux usées et d'une digestion des
boues à chaud, à l'aide d'un gaz d'aération à base d'oxygène.

Elle concerne aussi un ensemble combiné de traitement
des eaux usées aérées par l'oxygène et d'une digestion des boues,
25 consommant une faible quantité d'énergie.

Elle concerne aussi un ensemble du type décrit assu-
rant une bonne utilisation de l'oxygène.

Plus précisément, l'invention concerne un procédé
d'intégration de l'aération d'une eau ayant une demande biochi-
30 mique en oxygène et de digestion aérobie à température modérée
d'une boue activée, à l'aide d'oxygène.

On constate de façon tout à fait imprévue que, lors-
qu'on introduit d'abord de l'oxygène gazeux dans la zone cou-
verte de digestion à température modérée et lorsqu'on introduit
35 le gaz partiellement épuisé en oxygène provenant de cette zone
dans la zone couverte d'aération des eaux usées, sous forme de
l'essentiel au moins de l'oxygène nécessaire, dans des conditions
déterminées, la pureté en oxygène du gaz d'aération dans la

dernière zone citée augmente notablement par rapport à celle du gaz provenant de la zone de digestion. L'une des conditions essentielles pour l'obtention de ce saut dans la pureté de l'oxygène est que la température de la boue dans la zone de digestion soit supérieure d'au moins 10°C à celle de la liqueur de la zone d'aération. La pureté de l'oxygène du gaz d'aération des eaux usées dépasse celle des gaz dégagés provenant de la zone de digestion car CO_2 et la vapeur d'eau sont rapidement absorbés par la liqueur. Le débit important d'eau dans la zone d'aération des eaux usées, par rapport à celui de la zone de digestion, a une capacité considérable de dissolution de CO_2 et réduit rapidement la concentration de ce gaz dans les gaz introduits. La température faible de la liqueur dans la zone d'aération des eaux usées réduit beaucoup la tension de vapeur d'eau par rapport à celle qui existe dans la zone de digestion et la quantité d'eau contenue dans les gaz introduits est rapidement réduite par condensation. Par exemple, lorsque tout l'oxygène nécessaire au réacteur de traitement des eaux usées provient des gaz du digesteur qui contiennent 61 % de O_2 , le gaz d'aération contenu dans l'espace supérieur de la zone fermée d'aération des eaux usées contient 78 % de O_2 . L'augmentation importante de la pureté de l'oxygène dans le gaz de la zone d'aération des eaux usées donne une pression partielle de l'oxygène relativement élevée qui permet un débit élevé satisfaisant de consommation d'oxygène, nécessaire dans cette zone, pour une faible quantité d'énergie consommée par rapport à celle qui est consommée dans une installation ayant soit des courants séparés d'alimentation en oxygène, transmis dans les deux zones, soit un courant d'alimentation en oxygène introduit d'abord dans la zone d'aération des eaux usées puis dans une zone de digestion à température modérée.

L'invention permet une réduction importante de l'énergie consommée. Par exemple, dans un cas particulier, la puissance totale de dissolution consommée selon l'invention, dans une installation dans laquelle le gaz passe de l'aération au digesteur et dans une installation ayant des alimentations séparées en oxygène, est respectivement 121, 153 et 181 kW.

Plus précisément, l'invention concerne un procédé de

- réduction de la demande biochimique en oxygène des eaux usées dans une zone couverte d'aération, et de digestion des boues activées dans une zone couverte de digestion, par aération par de l'oxygène. Le premier gaz contenant au moins 40 % d'oxygène
- 5 en volume est introduit dans la zone couverte d'aération dans laquelle il forme un gaz qui est mélangé aux eaux usées et aux boues recyclées dans la zone couverte d'aération, et l'un des fluides dans cette zone est recyclé constamment, en sens inverse par rapport à l'autre fluide, en quantité et avec une vitesse
- 10 suffisantes pour que la teneur en oxygène dissous DO de la liqueur mixte soit au moins égale à 0,5 mg/l, la température du liquide étant maintenue à 15°C au moins. La liqueur mixte est séparée en un liquide purifié et une boue activée, et le gaz contenant de l'oxygène non consommé est évacué de la zone
- 15 d'aération à un débit tel que sa teneur en oxygène ne dépasse pas 40 % de la quantité d'oxygène totale introduite dans la zone de digestion. Une partie de la boue activée est alors renvoyée dans la zone d'aération sous forme de boue recyclée comme décrit.
- 20 Le second gaz contenant au moins 80 % d'oxygène en volume et en quantité suffisante pour qu'il donne une partie du premier gaz précité, est introduit avec les boues activées non renvoyées dans la zone fermée de digestion. Ils sont mélangés et l'un des fluides est recyclé simultanément en sens inverse
- 25 par rapport à l'eau dans la zone de digestion en quantité suffisante pour que la teneur en oxygène dissous de la boue soit maintenue à 2 mg/l au moins, et que la teneur totale en matières solides en suspension MLSS de la boue soit au moins égale à 15 000 mg/l. Au cours de cette étape, la boue est maintenue à
- 30 au moins 25°C et à au moins 10°C au-dessus de la température de la liqueur de la zone d'aération des eaux usées, mais au-dessous de 75°C.

Le mélange et le recyclage des fluides dans la zone de digestion sont poursuivis pendant un temps suffisant pour que

35 60 % au moins des matières solides en suspension biodégradables sous forme de matières volatiles, dans la boue introduite dans la zone de digestion, s'oxydent. Ensuite, la boue au moins partiellement oxydée et le gaz de digestion partiellement épuisé

en oxygène, ayant une pureté d'au moins 40 %, sont évacués séparément avec des débits tels que la concentration de l'oxygène dans le gaz correspond à 35 % au moins de la concentration de l'oxygène du second gaz pénétrant dans la zone de digestion.

5 L'évacuation précitée du gaz épuisé en oxygène à partir de la zone de digestion forme alors au moins l'essentiel du premier gaz introduit dans la zone d'aération des eaux usées.

D'autres caractéristiques et avantages de l'invention ressortiront mieux de la description qui va suivre, faite en
10 référence aux dessins annexés sur lesquels :

la figure 1 est un diagramme synoptique d'un appareil destiné à la mise en oeuvre du procédé selon l'invention, ayant des zones séparées de traitement des eaux usées et de digestion des boues ;

15 la figure 2 est une vue schématique en plan d'une installation circulaire intégrée de traitement des eaux usées et de digestion des boues destinée à la mise en oeuvre de l'invention ;

la figure 3 est un diagramme synoptique d'une variante
20 d'installation comprenant une zone de traitement primaire des eaux usées, un épaissement des boues activées par un traitement secondaire avant la digestion, et une augmentation à partir d'une source externe d'alimentation en combustible biodégradable de la zone de digestion des boues ;

25 la figure 4 est un diagramme synoptique d'un autre mode de réalisation dans lequel le traitement secondaire comprend une sous-zone de contact et une sous-zone de stabilisation, le gaz d'aération contenant de l'oxygène circulant successivement dans la zone de digestion, la sous-zone de contact et la sous-
30 zone de stabilisation ;

la figure 5 est un diagramme synoptique d'un autre mode de réalisation de contact et de stabilisation, le gaz d'aération contenant l'oxygène passant successivement dans la sous-zone de stabilisation secondaire, la zone de digestion des boues et la
35 sous-zone de contact secondaire ;

la figure 6 est un schéma d'une chambre de digestion de boues ayant plusieurs compartiments permettant la circulation étagée du gaz d'aération contenant de l'oxygène et de la liqueur,

dans le même sens, ce mode de réalisation convenant pour la réalisation de la zone de digestion des modes de réalisation des figures 1 et 3 à 5 ;

la figure 7 est un graphique représentant la variation
5 de la pureté de l'oxygène dans le gaz d'aération et la consommation d'énergie de dissolution dans un ensemble de traitement des eaux usées et de digestion aérobie à température modérée, dans le cas d'alimentation séparée en oxygène des deux zones ;

la figure 8 est un graphique analogue à celui de la
10 figure 7 mais correspondant au cas dans lequel la totalité de l'oxygène passe d'abord dans la zone d'aération puis dans la zone de digestion ;

la figure 9 est un autre graphique du type des figures 7 et 8, mais il représente la circulation en série de la totalité
15 de l'oxygène d'abord dans la zone de digestion puis dans la zone d'aération, selon l'invention ;

la figure 10 est un autre graphique représentant l'effet de la température de la zone de digestion sur la puissance consommée ;

la figure 11 est un autre graphique analogue à celui
20 de la figure 7 mais correspondant à une zone d'aération à contact-stabilisation, le gaz d'aération contenant l'oxygène circulant successivement dans la zone de digestion, la sous-zone de contact et la sous-zone de stabilisation ;

la figure 12 est un autre graphique, analogue à celui
25 de la figure 11, mais correspond à la circulation successive du gaz d'aération dans la sous-zone de contact, la sous-zone de stabilisation et la zone de digestion ;

la figure 13 est un autre graphique analogue à celui
30 de la figure 11, mais correspond au cas dans lequel le gaz d'aération circule successivement dans la sous-zone de stabilisation, la zone de digestion et la sous-zone de contact ;

la figure 14 est un autre graphique analogue à celui
de la figure 11, mais correspondant au cas dans lequel le gaz
35 d'aération circule successivement dans la zone de digestion, la sous-zone de stabilisation et la sous-zone de contact ;

la figure 15 est un graphique représentant l'effet des variations de la température de la liqueur de traitement

des eaux usées sur la différence de puretés en oxygène gazeux des zones d'aération du digesteur et du traitement des eaux usées ;

la figure 16 est un graphique analogue à celui de la figure 15, mais elle représente l'effet de l'alcalinité sur la différence précitée de puretés ; et

la figure 17 est un graphique analogue à celui de la figure 16, mais elle représente l'effet de la réduction de la demande biochimique en oxygène dans la zone d'aération des eaux usées, sur la différence précitée de puretés en oxygène.

Comme représenté sur la figure 1, de l'eau ayant une demande biochimique en oxygène, par exemple des eaux usées, pénètre dans une zone 10 d'aération par un conduit 11. Un premier gaz contenant au moins 40 % d'oxygène en volume pénètre dans la zone 10 par un conduit 12 indiqué en traits interrompus, et une boue activée recyclée pénètre aussi dans la zone 10 par un conduit 13 comportant une pompe 14. Dans cette figure et dans les suivantes, les conduits de liquide et de solide sont représentés en traits pleins alors que les conduits de gaz sont indiqués en traits interrompus. Par raison de simplicité, on n'a pas représenté les vannes, mais les spécialistes connaissent bien leur utilisation pour la mise en oeuvre de l'invention.

Les courants précités sont intimement mélangés dans la zone 10 d'aération par un dispositif mécanique 15 d'agitation. Celui-ci peut comprendre des roues entraînées par des moteurs, placées près de la surface du liquide ou immergées au-dessous de la surface, et le gaz contenant l'oxygène peut être introduit par le conduit 12 soit au-dessus soit au-dessous du liquide. L'appareil est bien connu des spécialistes et on le choisit afin qu'il assure une surface élevée de contact entre les fluides, pour un travail minimal. Lorsque l'oxygène gazeux barbote ou diffuse dans le liquide, les bulles doivent être petites afin que leur surface totale soit importante et leur flottabilité faible. La dissolution de l'oxygène est aussi facilitée par immersion du dispositif de dispersion de gaz dans le liquide à une profondeur à laquelle l'effet hydrostatique est important.

Un dispositif assure la circulation continue d'un premier fluide à contre-courant des autres fluides dans la zone

10. Par exemple, une pompe 16 reliée à l'espace contenant le gaz par le conduit 17, fait circuler le gaz d'aération vers la partie inférieure de la zone afin que des petites bulles de gaz soient formées dans le barboteur 17a. Les dispositifs d'aération
5 sont couramment évalués par leur rendement de transfert d'air dans des conditions déterminées, identifiant des possibilités de dissolution d'oxygène de l'air par le dispositif dans de l'eau du robinet ne contenant pas du tout d'oxygène dissous, à une pression de 10^5 Pa et à 20°C. Des dispositifs qui convien-
10 nent ont un rendement de transfert d'air d'au moins 0,9 kg/kWh et de préférence d'au moins 1,8 kg/kWh. A cet effet, la puissance utilisée pour le fonctionnement du dispositif est la puissance totale consommée à la fois pour l'agitation de la liqueur et pour le contact entre le gaz et la liqueur.

15 L'oxygène précité est introduit et l'un des fluides est recyclé simultanément de façon continue, en sens inverse des autres fluides, en quantité et avec une vitesse suffisant au maintien de la teneur en oxygène dissous DO de la liqueur mixte à 0,5 mg/l au moins. De plus, la température de la liqueur
20 est maintenue à 15°C au moins, si bien qu'un dispositif peut être nécessaire par temps froid afin que la température ne s'abaisse pas dans la zone 10, par exemple sous forme d'un dispositif de chauffage des eaux usées introduites dans le conduit 11. La disposition et le fonctionnement de la zone 10 d'aération
25 peuvent être comme décrit dans les brevets précités des Etats-Unis d'Amérique n° 3 547 811, 3 547 812 ou 3 547 815, mais la circulation dans le même sens du gaz et de la liqueur dans au moins deux sous-zones (comme décrit dans le dernier de ces trois brevets précités) est avantageuse pour des raisons
30 décrites dans la suite.

La liqueur mixte oxygénée est évacuée de la zone 10 et passe par un conduit 18 afin que le liquide surnageant purifié et la boue activée soient séparés dans un clarificateur 19. Le gaz contenant de l'oxygène non consommé est évacué de la
35 zone 10 d'aération par un conduit 20 et peut par exemple être rejeté à l'atmosphère. Ce gaz est évacué de la zone d'aération avec un débit réglé afin que la teneur en oxygène ne dépasse pas 40 % de la quantité totale d'oxygène introduite dans la

zone couverte de digestion (comme décrit dans la suite). Le liquide purifié qui surnage est évacué du clarificateur 19 par un conduit 20a et la boue activée retirée par le conduit 21, correspondant à une concentration totale en matières solides en suspension MLSS de l'ordre de 15 000 à 14 000 mg/l. L'essentiel de la boue activée, par exemple 85 % au moins, retourne dans la zone d'aération par le conduit 13 et la pompe 14, de préférence à un débit, par rapport aux eaux usées ayant une demande biochimique en oxygène, tel que le rapport volumique de la boue recyclée aux eaux usées est compris entre 0,1 et 0,5. Les débits dans la zone 10 sont de préférence tels que la concentration totale des matières solides en suspension MLSS est comprise entre 4 000 et 12 000 mg/l et la teneur en matières solides en suspension biodégradables sous forme volatile MLVSS est comprise entre 3 000 et 10 000 mg/l. Le temps de contact liquide-solide dans la zone d'aération, assurant l'absorption et l'assimilation des aliments organiques, est compris entre 30 mn et 24 h. Ce temps varie avec la concentration des eaux usées (sa demande biochimique en oxygène), le type des polluants, la concentration des matières solides au cours de l'aération et la température, tous ces paramètres étant bien connus des spécialistes.

On ne renvoie pas la totalité de la boue séparée dans le clarificateur 19 dans la zone 10 pour deux raisons. D'abord, le procédé aux boues activées donne un rendement positif en micro-organismes étant donné que la masse des nouvelles cellules synthétisées à partir des impuretés des eaux usées est supérieure à la masse des cellules auto-oxydées lors du traitement. Ensuite, les eaux usées contiennent normalement des matières solides non-biodégradables qui se déposent et s'accumulent avec la biomasse. En conséquence, une petite fraction des boues activées doit être rejetée afin que la population des micro-organismes et la matière alimentaire (demande biochimique en oxygène) soient équilibrées, l'accumulation des matières solides inertes devant aussi être évitée dans l'installation. L'évacuation de la boue porte habituellement sur moins de 3 % de la boue séparée au total et rarement sur plus de 15 %.

Bien que les boues rejetées forment une petite frac-

tion des matières solides séparées au total dans le clarificateur, elles constituent néanmoins une quantité absolue souvent importante de matières. Quelle que soit la quantité, son évacuation représente une partie importante du prix du traitement des
5 eaux usées et de plus, pose de sérieux problèmes écologiques. La boue est putrescible et elle est très active au point de vue biologique, et elle contient souvent des bactéries pathogènes. La boue peut être utile comme engrais et/ou comme décharge mais, avant une telle utilisation, elle doit être bien stabilisée
10 afin qu'elle ne présente pas de nuisances ou de risques sanitaires, et sa teneur élevée en eau (par exemple 96 à 98 %) doit être réduite.

Une partie de la boue du conduit 21 est introduite dans une zone couverte 22 de digestion qui est chauffée de
15 façon continue ou par intermittence. Sa température est initialement à peu près la même que celle des eaux usées dans la zone 10, c'est-à-dire au moins 15°C, mais elle est chauffée à 25°C au moins et dans tous les cas à 10°C au moins au-dessus de la température de la liqueur de la zone 10 mais à moins de
20 75°C, avantageusement entre 55 et 65°C environ. Le maintien de températures de digestion au-dessus de 65° est difficile de façon autotherme. La limite inférieure absolue de température de la zone 22 et la différence de températures sont nécessaires pour l'obtention d'une augmentation de la pureté du gaz d'aé-
25 ration en oxygène dans la zone 10, et la limite supérieure repose sur la stérilisation partielle de la boue à 75°C environ et à la quantité d'énergie élevée de façon injustifiée nécessaire au chauffage de la boue au-dessus de la valeur indiquée. La température élevée dans la zone 22 peut être obtenue par chauffage
30 externe, par exemple avec un fluide chaud convenable qui circule dans un échangeur 23 de chaleur. Etant donné la tendance des matières solides à former des revêtements et des bouchons, les surfaces de transfert placées dans le digesteur ne doivent pas être compliquées ou très rapprochées, et elles sont avanta-
35 gement enrobées dans la paroi du réservoir ou fixées sur celle-ci.

Le second gaz contenant au moins 80 % d'oxygène en volume pénètre dans la zone 22 couverte par un conduit 24. Comme décrit dans la suite, le gaz est présent en quantité suffisante

afin qu'il donne une partie du premier gaz introduit dans la zone 10 par le conduit 12. Les problèmes d'encrassement posés par l'échange de chaleur dans la zone 22 peuvent être rendus minimaux ou même évités par réchauffage du second courant

- 5 introduit, dans un dispositif externe 25 de chauffage. De plus, lorsque le gaz d'aération est renvoyé dans la zone de digestion, le courant de gaz recyclé peut être chauffé.

- La température élevée dans la zone 22 est avantageusement obtenue de façon autotherme sans échangeurs de chaleur
- 10 tels que 23 et 25. La boue concentrée obtenue de façon caractéristique au cours du procédé décrit dans le brevet précité n° 3 547 813 est très favorable à un fonctionnement autotherme étant donné la faible teneur en eau par rapport à la teneur en "combustible" biodégradable. De plus, les concentrations
- 15 élevées en matières solides réduisent la dimension du digesteur donc les pertes de chaleur à travers les parois du réservoir du digesteur. Comme décrit précédemment, la teneur totale en matières solides en suspension MLSS dans la boue de la zone de digestion doit être au moins égale à 15 000 et de préférence à 20 000 mg/l
- 20 afin que la différence de températures minimale de 10°C soit obtenue entre la liqueur de la zone d'aération et la boue de la zone de digestion. Au cours d'un essai dans lequel la température de la zone d'aération est de 19°C, la température de 33°C est atteinte autothermiquement dans la zone de digestion avec 2 %
- 25 environ de matières solides (20 000 mg/l) et un temps de séjour de la boue de 7 jours. La différence de températures est égale à 14° ; il apparaît que 15 000 mg/l de matières solides en suspension dans la zone de digestion donnent environ 10°C d'élévation de température, notamment lorsque la zone de diges-
- 30 tion a une dimension réduite afin que le temps de séjour soit proche de la valeur optimale pour la boue considérée.

- La limite supérieure à la concentration des matières solides dans le digesteur est imposée par deux facteurs. De façon générale, la concentration maximale dépend des possibilités
- 35 de sédimentation et d'épaississement des dispositifs utilisés pour la réduction de la teneur en eau. Les dispositifs à flottation, les séparateurs centrifuges et les épaisseurs par gravité donnent souvent une concentration de 50 000 mg/l. Les

teneurs en matières solides peuvent être encore augmentées par mélange de boues primaires ou de déchets concentrés provenant d'une source autre que les eaux usées. Le second facteur qui limite la concentration des matières solides est la difficulté croissante de la dissolution d'oxygène et du mélange des matières solides dans le digesteur. Une limite supérieure avantageuse est égale à 50 000 mg/l, permettant l'obtention de la concentration voulue d'oxygène dissous réparti uniformément dans la boue. De plus, dans la plupart des applications de l'invention, des températures correspondant à des débits de digestion presque maximaux peuvent être obtenues de façon autotherme pour des concentrations en matières solides ne dépassant pas 50 000 mg/l. Une augmentation supplémentaire de la concentration des matières solides provoque un dégagement d'une quantité accrue de CO_2 dans l'espace contenant le gaz dans le digesteur et réduit de façon superflue la pression partielle de l'oxygène dans le gaz.

La construction du réservoir du digesteur modifie aussi la température obtenue de façon autotherme et les parois en béton sont avantageuses, par rapport aux parois en métal, étant donné les faibles pertes de chaleur dans le béton. Les pertes de chaleur peuvent encore être réduites par enfouissement du réservoir et accumulation de terre contre toute paroi verticale exposée. Une isolation thermique, par exemple par du béton léger ou une mousse de matière plastique, peut être appliquée à un couvercle métallique le cas échéant.

Il est avantageux que l'invention soit mise en oeuvre dans des digesteurs ayant un rapport surface/volume inférieur à $2,62 \text{ m}^2/\text{m}^3$. A cet effet, la "surface" se rapporte à la totalité de la surface des parois du digesteur couvert, comprenant les parois latérales, le fond et la partie supérieure. Des rapports supérieurs à 2,62 donnent des pertes de chaleur importantes par conduction à travers les parois pour la quantité de chaleur dégagée dans le digesteur. Une telle perte de chaleur nécessite alors une isolation thermique sur les parois exposées à l'atmosphère ambiante. De plus, des rapportssurface-volume élevés donnent habituellement des réservoirs de digesteurs ayant des petites dimensions et rendant difficiles l'aération et le mélange

uniformes.

Le temps de séjour de la boue dans le digesteur influe aussi sur la température autotherme qui peut être maintenue. Il faut noter que divers paramètres figurent dans la relation
5 entre le temps de séjour et la température, par exemple la dégradabilité de la boue et la concentration de celle-ci (en matières solides). Cependant, en général, la boue doit être conservée au moins deux jours afin qu'une quantité suffisante des matières solides puisse s'oxyder sous forme volatile afin
10 que la chaleur dégagée compense l'effet de refroidissement par la boue pénétrant dans l'appareil. De préférence, le temps de séjour est d'au moins trois jours, non seulement afin que la température soit maximale mais aussi afin que les matières solides soient stabilisées avant évacuation. Un temps de séjour
15 excessivement long réduit aussi la température autotherme et représente de plus une dépense superflue en appareillage et en mélange. Dans le cas de certaines boues, une stabilisation convenable est obtenue en trois à dix jours, et un séjour supérieur à 10 jours réduit habituellement la température.
20 Ce dernier effet se présente étant donné que, après une oxygénation prolongée, la valeur combustible de la boue est épuisée et la boue contribue de moins en moins au dégagement de chaleur alors que les pertes thermiques par conduction et par évaporation, étant donné le volume et le temps de séjour dans le
25 réservoir, restent élevées. Les boues obtenues à partir d'eaux usées ayant une grande quantité d'eaux d'égoûts et ne contenant pas d'impuretés inhibant la réaction peuvent habituellement être stabilisées de façon satisfaisante en trois à sept jours.

La zone 22 de digestion comprend un dispositif 26
30 d'agitation mécanique qui peut être analogue au dispositif 15 de la zone 10. De plus, un dispositif provoque la circulation continue d'un fluide en sens inverse des autres, par exemple une pompe 27 raccordée à l'espace de gaz par le conduit 28 afin que le gaz d'aération soit recyclé vers la partie inférieure
35 de la zone et forme des petites bulles de gaz transmises par un barboteur 29.

Le second gaz contenant au moins 80 % d'oxygène est introduit dans la zone 22 en quantité et avec une vitesse suffi-

santes pour que la teneur en oxygène dissous de la boue soit au moins égale à 2 mg/l. Lorsque la digestion progresse, CO_2 se forme et, comme décrit précédemment, une fraction relativement importante de CO_2 se dégage dans la phase gazeuse et réduit notablement la concentration de l'oxygène. De plus, la tension de vapeur relativement élevée de l'eau à température élevée dans le digesteur donne une quantité importante de vapeur d'eau dans le gaz d'aération. La réduction de la force d'entraînement assurant le transfert massique dans la phase liquide, étant donné la solubilité réduite de O_2 à température élevée, impose une augmentation de compensation de la force d'entraînement dans la phase gazeuse. Malheureusement, les effets précités de CO_2 et H_2O ont tendance à réduire la force d'entraînement en phase gazeuse, c'est-à-dire en sens tout à fait inverse de l'effet voulu.

Il faut noter que la répartition de CO_2 entre les phases liquide et gazeuse dans le digesteur varie avec des paramètres tels que l'alcalinité, le pH, la température réelle et la consommation de O_2 .

La digestion est poursuivie pendant un temps suffisant afin que 60 % au moins et de préférence 80 % au moins des matières solides en suspension capables de former des matières volatiles par biodégradation (VSS) de la boue introduite dans la zone de digestion s'oxydent. Dans le présent mémoire, l'expression "teneur en matières solides en suspension formant des matières volatiles par biodégradation" désigne pratiquement la réduction maximale de la quantité de matières solides qui peut être obtenue par aération de la boue avec un gaz contenant O_2 à température ambiante, par exemple à 20°C , et avec une concentration en oxygène dissous d'au moins 2 mg/l. On suppose que la réduction maximale des matières solides est obtenue après une aération de 30 jours. Des normes permettant cette détermination sont citées dans l'article "Water Pollution Control", Eckenfelder, W.W. et Ford, D.L., The Pemberton Press, 1970, page 152. La détermination des concentrations de ces matières solides en suspension qui peuvent être dégradées sous forme volatile, sur la boue neuve et après 30 jours d'aération, permet le calcul de la fraction biodégradable du total de ces matières

sous la forme :

$$\frac{\text{VSS (neuf)} - \text{VSS (30 jours)}}{\text{VSS (neuf)}}$$

Il est avantageux que 80 % au moins des matières solides en suspension capables de former des matières volatiles par biodégradation soient oxydées, dans la boue introduite dans le digesteur. De façon générale, 60 % au moins de ces matières doivent être oxydées pour des raisons relatives au temps minimal de séjour, c'est-à-dire que cette fraction au moins doit être consommée afin que la chaleur dégagée compense le refroidissement de la boue transmise au digesteur. De plus, 60 % au moins doivent être oxydés afin que la boue soit stabilisée de façon raisonnable en vue de son évacuation. Une oxydation de 80 % au moins est avantageuse car elle améliore la stabilité du résidu. En pratique, la plupart du temps, l'oxydation de 80 % au moins peut être obtenue avec un temps de séjour de 3 à 7 jours et donne une température autotherme maximale au cours de la digestion.

Ensuite, le résidu stabilisé de la boue est évacué, de façon continue ou par intermittence, par le conduit inférieur 30 avant traitement ultérieur (par exemple déshydratation) et évacuation.

Le gaz épuisé en oxygène provenant de la zone de digestion dont la pureté est au moins égale à 40 % d'oxygène, est déchargé de la zone 22 par un conduit 12 à un débit tel que la concentration de l'oxygène soit au moins égale à 35 % de la concentration du gaz introduit par le conduit 24. Le gaz du conduit 12 est introduit dans la zone couverte 10 sous forme de l'essentiel au moins du premier gaz précité qui fournit l'oxygène nécessaire à l'oxygénation biochimique des eaux usées. Le cas échéant, une source externe supplémentaire de gaz contenant de l'oxygène peut être transmise par le conduit 31. Il faut noter que le gaz d'alimentation de la zone d'aération doit contenir seulement 40 % d'oxygène alors que les dispositifs d'aération par l'oxygène décrits dans les brevets précités nécessitent un gaz de pureté plus élevée en oxygène. Cette caracté-

ristique est due au fait que, selon l'invention, l'essentiel au moins du gaz provient de la zone de digestion et contient des quantités importantes de CO_2 et H_2O , ces gaz étant rapidement retirés du gaz d'aération dans la zone 10 comme décrit
5 dans la suite.

Une quantité supplémentaire de CO_2 est créée dans la zone 10, à partir de la demande biochimique en oxygène des eaux usées. D'autres gaz, l'azote notamment, sont aussi introduits dans la zone d'aération en solution dans les eaux
10 usées. Comme le gaz pénétrant par le conduit 12 contient toujours une petite fraction d'un diluant, on peut prévoir une réduction supplémentaire de la concentration de l'oxygène dans le gaz d'aération de la zone 10 à une valeur très faible. Au contraire, on constate que le gaz d'aération des eaux usées
15 dans la région de l'introduction de gaz a une pureté en oxygène nettement supérieure à celle du gaz introduit. La raison pour laquelle la pureté en O_2 du gaz d'aération augmente par rapport à la valeur dans le gaz introduit est que CO_2 et la vapeur d'eau sont absorbés rapidement dans la liqueur du réacteur des eaux
20 usées. Le débit important d'eau relativement froide introduit dans la zone d'aération (par rapport au digesteur) a une capacité considérable de dissolution de CO_2 et provoque une réduction rapide de la teneur en CO_2 des gaz introduits. La température faible de l'eau dans la zone d'aération provoque l'appli-
25 cation d'une tension de vapeur nettement réduite par rapport à celle du digesteur, et la teneur en H_2O des gaz introduits est rapidement réduite par condensation. Sur la figure 2, tous les éléments décrits précédemment en référence à la figure 1 sont incorporés dans une installation circulaire assurant à
30 la fois le traitement des eaux usées et la digestion des boues, l'ensemble étant disposé dans une paroi circulaire 35. Par raison de clarté, on a utilisé les références qui identifient certains éléments de la figure 1 pour l'identification d'éléments correspondants de la figure 2 et des figures suivantes.
35 L'installation circulaire est décrite dans la demande de brevet des Etats-Unis d'Amérique n° 547 398 déposée le 2 avril 1973 par L.M. LaClair et collaborateurs. En résumé, les eaux usées et le premier gaz contenant de l'oxygène sont introduits dans

une première sous-zone courbe 10a d'aération par des conduits 11 et 12 respectivement. Les boues activées sont aussi introduites en 13 par une rigole 37. Après mélange par un dispositif mécanique 15a, la liqueur et le gaz d'aération partiellement épuisé en oxygène sont transmis séparément à une seconde sous-zone circulaire centrale 10b d'aération des eaux usées en vue d'un mélange supplémentaire et d'un recyclage continu d'un fluide par le dispositif 15b. Les deux sous-zones 10a et 10b sont séparées par une paroi interne circulaire 35a et des orifices sont formés dans cette paroi et sous celle-ci pour les courants de gaz et de liqueur 12a et 6 respectivement. Par exemple, lorsque la paroi 35a parvient jusqu'au couvercle, le gaz d'aération peut circuler de façon étagée de la première sous-zone 10a à la seconde 10b par des orifices de la paroi formés au-dessus du niveau de la liqueur (voir traits interrompus 12a dans la paroi 35a). Le gaz contenant l'oxygène non consommé est évacué de la seconde sous-zone 10b par le conduit 20, et la liqueur mélangée est transmise par un distributeur convenable non représenté au bord interne de la zone courbe 19 de clarification afin qu'elle circule vers la paroi externe 35 et soit séparée en liquide purifié évacué par le déversoir 39 et en boue activée. Une partie de cette dernière est renvoyée par un dispositif non représenté vers la rigole 37 et elle est introduite en 13 dans la première sous-zone 10a. Le reste de la boue est introduit dans la zone courbe 22 de digestion afin d'être mélangé avec le second gaz introduit par le conduit 24. Il faut noter que, à l'exception de la zone 19, toutes les zones décrites de l'installation circulaire sont couvertes. Après digestion comme décrit précédemment, le gaz de digestion épuisé en oxygène est évacué de la zone 22 par le conduit 12 et introduit sous forme d'au moins l'essentiel du gaz dans la première sous-zone 10a et le résidu stabilisé est évacué par un dispositif non représenté. Le cas échéant, de l'oxygène supplémentaire peut être introduit dans la sous-zone 10a.

Les opérations décrites en référence aux figures 1 et 2 traitent des eaux usées brutes dans la zone 10 avec un temps suffisant de séjour pour que la plus grande partie des impuretés biodégradables soit oxydée dans cet état. Ce mode de

fonctionnant rend minimal l'oxygène nécessaire dans le digesteur ainsi que le "combustible" disponible transmis au digesteur. Les critères de transfert massique sont rendus moins astreignants dans le digesteur, mais la température autotherme a tendance à
5 être limitée.

La figure 3 représente une variante de mise en oeuvre de l'invention dans laquelle une zone 40 de clarification primaire provoque la sédimentation préliminaire d'une fraction importante des matières solides provenant des eaux usées avant
10 traitement de l'eau dans la zone d'aération 10a - 10b. La totalité de la boue primaire ou une partie de celle-ci, contenant jusqu'à 40 % des impuretés oxydables des eaux brutes et ayant une concentration en matières solides pouvant atteindre 6 % (60 000 mg/l) est transmise directement dans la zone couverte
15 de digestion 22a - 22b par un conduit 41. En fait, la matière oxydable contenue dans la boue primaire ne subit pas le traitement dans la zone 10a - 10b, et la demande en oxygène est décalée de cette zone au digesteur. Les eaux usées qui ont subi le traitement primaire, pénétrant dans la zone 10a - 10b par le
20 conduit 11a, ont alors une demande biochimique en oxygène qui est réduite. La boue primaire est combinée à l'excès de boue secondaire pénétrant dans le digesteur à partir du clarificateur 19 et ^{en} fait, comme la boue primaire est normalement plus concentrée que la boue secondaire, la concentration des matières solides
25 augmente dans le digesteur. Les matières solides les plus concentrées et le "combustible" supplémentaire dans le digesteur conviennent à des températures autothermes élevées, ces températures assurant une stabilisation accélérée des matières solides. Dans la zone d'aération des eaux usées, le temps de séjour est
30 raccourci étant donné la charge organique réduite, si bien que les dépenses en réservoir et en appareillage de mélange sont réduites.

Le cas échéant, la boue secondaire en excès provenant du clarificateur 19 peut être déshydratée et épaissie avant
35 digestion. La figure 3 met en oeuvre une telle caractéristique, à l'aide d'une centrifugeuse 42 qui accroît la teneur en matières solides de la boue dans le conduit 21 à 5 % par exemple (50 000 mg/l). Cette caractéristique favorise une température

autotherme élevée dans le digesteur. L'eau séparée dans la centrifugeuse 42 peut être évacuée par le conduit 43 ou avantageusement renvoyée par le conduit 44 dans la première sous-zone 10a.

- 5 La figure 3 permet aussi une augmentation supplémentaire de la quantité de combustible transmise au digesteur 22a - 22b par la charge supplémentaire d'alimentation dans le conduit 45. Cette charge supplémentaire provient d'une source externe aux eaux usées brutes et peut être par exemple des ordures
10 broyées ou des déchets concentrés provenant d'une industrie, par exemple d'une laiterie ou d'un abattoir.

- La figure 4 représente un autre mode de réalisation de l'invention, mettant en oeuvre un contact et une stabilisation lors du traitement des eaux usées. Les réacteurs 10a - 10b
15 sont des sous-zones de contact de l'étape d'aération des eaux usées, et laissent un temps de contact de l'eau avec la boue activée juste suffisant à l'obtention d'un effluent suffisamment pur dans le conduit 20a, à partir du clarificateur 19, en vue de l'évacuation. La plus grande partie des impuretés organiques
20 oxydables est simplement absorbée physiquement sur la biomasse et, dans ces conditions, l'eau et la boue sont séparées dans le clarificateur 19. La plus grande partie de la boue activée, chargée par les impuretés dégradables (et non-activée dans ce sens), est transférée par le conduit 46 vers les sous-zones
25 de stabilisation 10c - 10d dans lesquelles les impuretés organiques sont assimilées et la boue est activée. La boue activée est recyclée vers la sous-zone 10a par le conduit 15. L'excès de boue non dévié vers le conduit 46 continue à circuler dans le conduit 21 vers le digesteur 22a - 22b.

- 30 L'installation de la figure 4 comportant trois zones de mélange avec l'oxygène donne une grande souplesse pour la réalisation du circuit d'alimentation en gaz contenant de l'oxygène. Comme représenté sur le dessin, le gaz neuf d'alimentation en oxygène est introduit dans la zone de digestion par un
35 conduit 24, et le gaz d'aération ayant une teneur partiellement épuisée en oxygène est transféré de la sous-zone finale 22b de digestion au conduit 12 et à la sous-zone 10a dans laquelle CO_2 , H_2O et O_2 supplémentaires sont absorbés par l'ensemble du courant

des eaux usées. Le gaz d'aération, encore plus épuisé en oxygène, est retiré de la sous-zone finale 10b par le conduit 47 et est transféré dans la première sous-zone 10c de stabilisation dans laquelle une quantité supplémentaire de la teneur en oxygène
5 est utilisée. Le gaz d'aération "épuisé" contenant de préférence au moins 21 % de O_2 est évacué de la sous-zone finale 10d par le conduit 48.

Etant donné la teneur élevée en CO_2 et H_2O dans le gaz d'aération évacué de la zone de digestion dans le conduit
10 12 et l'absorption rapide de ces constituants dans la sous-zone 10a, le gaz d'aération dans le conduit 47 contient souvent un pourcentage de O_2 nettement supérieur à celui qui existe dans le conduit 12. Ainsi, il reste une concentration suffisante de O_2 dans le gaz d'aération, dans les sous-zones 10c et 10d
15 pour que le transfert massique soit efficace.

Alors que la vitesse de prélèvement de O_2 dans les sous-zones 10a - 10b est normalement élevée, la quantité d'oxygène consommée dans ces sous-zones peut être très faible étant donné le faible temps de séjour. Ainsi, la puissance totale
20 nécessaire dans les sous-zones de contact est faible par rapport à celle qui est nécessaire dans les sous-zones de stabilisation ou la zone de digestion.

Dans une autre variante, le gaz d'aération partiellement épuisé en oxygène, provenant de la zone 22, peut être
25 introduit dans la première sous-zone 10c et non pas dans la sous-zone 10a. A cet égard, le gaz d'aération encore plus épuisé en oxygène provenant de la sous-zone 10d est introduit dans la première sous-zone 10a. Malgré le fait que le courant de liqueur dans les sous-zones de stabilisation ne forme qu'une fraction
30 (le quart par exemple) du courant dans les sous-zones de contact, le courant dans le conduit 13 est néanmoins un multiple élevé du courant dans le digesteur. Par exemple, le débit dans les zones de stabilisation peut être de 25 à 200 fois le débit dans le digesteur - ce facteur dépendant en partie de l'utilisation
35 éventuelle d'un clarificateur primaire. En conséquence, la boue de la sous-zone de stabilisation est essentiellement à la température de l'eau d'alimentation, c'est-à-dire que la chaleur autotherme est dissipée sans pratiquement d'augmentation de

température, et son volume suffit à l'absorption et à la retenue de la plus grande partie de CO_2 créé dans cette zone. En conséquence, la pureté en O_2 du gaz d'aération ne diminue que modérément dans la sous-zone de stabilisation par rapport à la diminution dans le digesteur. Lorsque le gaz d'aération circule de la sous-zone de stabilisation à la sous-zone de contact dans ce mode de réalisation et pénètre dans la sous-zone 10a sous forme d'un gaz de transfert, le volume important d'eau absorbe CO_2 du gaz et habituellement, la pureté de O_2 dans le gaz d'aération dans cette sous-zone est supérieure à celle du gaz de transfert.

Un autre mode de réalisation de circuit d'alimentation en oxygène dans l'aération des eaux par contact et stabilisation est représenté sur la figure 5 sur laquelle le gaz neuf contenant l'oxygène est introduit dans la première sous-zone de stabilisation 10c et le gaz d'aération partiellement épuisé en oxygène, provenant de la sous-zone finale 10d par le conduit 50, est transmis par le digesteur 22 et enfin par le conduit 12 vers la première sous-zone 10a de contact. La pureté de l'oxygène dans le digesteur est réduite et la consommation d'énergie accrue, mais cette augmentation d'énergie est presque totalement compensée par l'augmentation de la pureté de O_2 et la réduction d'énergie nécessaire dans la sous-zone de stabilisation. Le gaz d'aération du digesteur dans le conduit 12, pénétrant dans la sous-zone de contact, présente une augmentation importante de la pureté de O_2 .

Comme représenté sur les figures 4 et 5, il est avantageux que l'excès de boue soit dévié vers le digesteur, à partir de la quantité totale de boue dans le conduit 21, en un point qui se trouve en amont de la sous-zone de stabilisation. Cependant, la totalité du courant de boue peut être stabilisée, l'excès étant alors dévié. Dans ce cas, le courant de boue qui doit être introduit dans la zone 22 est retiré de la boue activée totale du conduit 13. L'effet est la réduction de la demande biochimique en oxygène dans la zone de digestion et l'augmentation de cette demande dans la sous-zone de stabilisation.

Lors de la mise en oeuvre de l'invention, il est avantageux (mais non essentiel) que le liquide et le gaz d'aération contenant l'oxygène soient tous deux étagés dans au moins

deux sous-zones à la fois dans la zone d'aération couverte et dans la zone de digestion à température modérée, avec une circulation dans le même sens du gaz et de la liqueur comme décrit dans le brevet précité n° 3 547 815. De plus, plusieurs sous-
5 zones étagées sont avantageuses dans le digesteur étant donné qu'elles assurent une oxydation accélérée et plus complète des matières solides en suspension VSS qui peuvent être dégradées sous forme volatile.

La figure 6 représente un appareil qui peut être
10 utilisé pour la mise en oeuvre du mode de réalisation impliquant la circulation étagée en série du gaz et de la liqueur dans le même sens, selon l'invention, avec certaines modifications, comme décrit précédemment en référence aux figures 1 à 5.

La zone 10 d'aération des eaux usées est sous forme
15 d'un réservoir ayant des cloisons verticales 55a-b et 55b-c distantes afin qu'elles délimitent trois compartiments 10a, 10b et 10c constituant des étages d'aération. Ces cloisons sont disposées pratiquement jusqu'à la base du réservoir 10 et sont raccordées de façon étanche à celui-ci. Un courant liquide-
20 solide oxygéné est transmis par un orifice réduit 56, formé dans la cloison 55a-b commune aux premier et second compartiments, de préférence près du fond, ou au-dessous, et un orifice 57 de petite dimension est formé de préférence dans la partie supérieure de la cloison 55b-c. Le gaz contenant l'oxygène non
25 consommé passe d'un compartiment au suivant par des orifices 58 de petite dimension placés près de la partie supérieure des cloisons. L'espace laissé au gaz au-dessus de chaque compartiment est fermé par un couvercle commun 59 auquel se raccordent les parties supérieures des cloisons, de manière étanche. Ainsi, le
30 mélange du gaz contenant l'oxygène provenant d'un compartiment dans le compartiment précédent est évité dans la mesure où il existe une légère différence de pressions.

Le dispositif de mélange comprend dans chaque compartiment des lames 15 immergées dans la liqueur et montées sur
35 un arbre rotatif 60 provenant d'un dispositif convenable d'entraînement tel qu'un moteur 61. Un dispositif de recyclage de fluide comprend un circuit 17 de retrait raccordé au couvercle 59, une pompe 16, un conduit 62 de retour communiquant avec le

côté d'entrée de l'arbre 60 qui est creux et qui est entraîné par le moteur 61, et un barboteur 17a placé à l'extrémité inférieure de l'arbre 60 sous les lames 15a. Les petites bulles de gaz contenant de l'oxygène provenant du barboteur 17a, formées 5 grâce à la pression exercée par la pompe 16, se répartissent dans chaque compartiment en contact intime avec la liqueur et s'élèvent dans celle-ci vers la surface au niveau de laquelle la partie non consommée se sépare dans l'espace laissé au gaz avec les gaz produits par la réaction d'oxydation.

10 La liqueur mixte évacuée par le troisième compartiment final 10c d'aération, par le conduit 18, pénètre dans un clarificateur 19 qui assure la séparation du liquide qui surnage et de la boue activée. Les clarificateurs sont de construction bien connue des spécialistes en traitement des eaux usées et 15 ils peuvent comprendre par exemple un racleur rotatif 63 placé à l'extrémité inférieure et facilitant l'épaississement tout en évitant la succion. Les boues activées sont retirées par le conduit inférieur 21 et 85 % en poids au moins des boues sont recyclées dans la pompe 14 et le conduit 13 vers le premier 20 compartiment 10a en vue du mélange avec les eaux de charge ayant une demande biochimique en oxygène et le gaz contenant de l'oxygène. Le liquide purifié est évacué du clarificateur 19 par le conduit 20a. La boue activée non renvoyée circule dans un conduit dérivé 65 sous la commande d'une pompe 66, vers la 25 zone 22 de digestion qui est sous forme d'un réservoir ayant une cloison verticale inférieure 67 et une cloison verticale supérieure distante 68, séparant le réservoir en deux compartiments 22a et 22b. Ce courant de boue vers la zone 22 et dans celle-ci peut être continu si bien que plusieurs étages peuvent 30 être utilisés, le mélange par retour du liquide par les petits orifices étant empêché de façon avantageuse. Comme indiqué précédemment, le temps de contact liquide-solide dans la zone 23 est long par rapport au temps correspondant dans la zone 10, par exemple 3 à 10 jours par rapport à 1 à 2 h. De plus, le débit volumique du liquide introduit dans la zone de digestion 35 est très faible par rapport au débit d'introduction de liquide dans la zone d'aération, par exemple il correspond à 5 % de ce second débit. En conséquence, les orifices de petite dimension

disposés entre les étages d'une zone de digestion à plusieurs étages sont relativement faibles afin que la différence de pressions au niveau des orifices soit suffisante et empêche le mélange par circulation en sens inverse. Des petits orifices
5 sont souvent sujets au bouchage, et il faut qu'ils puissent être nettoyés sans interruption du fonctionnement.

La zone 22 de digestion représentée sur la figure 6 empêche le bouchage possible des orifices assurant le transfert de la boue partiellement digérée entre les étages. Le niveau de
10 boue dans l'étage 22b est inférieur à celui de l'étage 22a, et la cloison verticale 67 forme un déversoir au-dessus duquel la boue doit tomber lorsqu'elle passe entre les étages 22a et 22b. Le passage étagé du gaz est assuré par la cloison verticale 68 qui dépasse sous le couvercle 69 au-dessus du réservoir,
15 jusque dans la boue. L'orifice 70 de petite dimension de la cloison 68 permet la circulation du gaz contenant de l'oxygène non consommé provenant du compartiment 22a vers le second 22b sans mélange par circulation en sens inverse.

Des roues rotatives 26a et 26b sont disposées dans
20 chaque compartiment du réservoir 22 à la place de dispositifs séparés de mélange de liquides et de recyclage de fluides, du type utilisé dans le réservoir d'aération. Chaque roue est raccordée par un arbre à un dispositif moteur, par exemple un moteur électrique 71. Les roues qui tournent maintiennent les
25 matières solides en suspension et chassent aussi les feuilles massives à la fois liquides et solides contre l'oxygène gazeux de l'espace délimité sous le couvercle 69. De cette manière, les matières liquides et solides sont constamment recyclées au contact des matières liquides et solides. Le cas échéant,
30 l'arbre des roues 26a et 26b peut être prolongé vers le bas et peut comporter des roues ou turbines immergées facilitant le mélange des matières solides.

Il faut noter que l'appareil de la figure 6 comprend à titre illustratif deux types d'appareils de mélange et de
35 circulation de fluide, un seul des deux types pouvant être utilisé à la fois pour l'aération et la digestion.

Comme décrit précédemment, l'invention permet une économie importante d'énergie par rapport aux installations

- connues. Dans les comparaisons qui suivent, les données de consommation d'énergie ou de puissance correspondent à l'utilisation de l'énergie pour la dissolution de l'oxygène dans la liqueur et ne comprennent pas l'énergie supplémentaire qui
- 5 peut être nécessaire dans certains cas pour l'agitation dans le réservoir et pour l'obtention d'une concentration homogène de matières solides et d'oxygène dissous dans la liqueur. La quantité nécessaire d'énergie de mélange dépend de paramètres variables et imprévisibles tels que la configuration géométrique
- 10 du réservoir, le type particulier de dispositif utilisé pour la dissolution de l'oxygène, la présence d'agents tensio-actifs dans les eaux usées et le type de matières solides qui doivent être mélangées (notamment leur poids spécifique).

EXEMPLE 1

- 15 Les figures 7, 8 et 9 représentent des avantages de l'invention et indiquent les conditions de travail dans une installation comprenant une zone d'aération d'eaux usées à circulation gaz-liqueur dans le même sens, à trois étages, du type décrit dans le brevet précité des Etats-Unis d'Amérique
- 20 n° 3 547 815, et une zone de digestion aérobie à circulation dans le même sens du gaz et de la liqueur, à deux étages, l'ensemble étant représenté sur la figure 6, avec un clarificateur primaire monté comme représenté sur la figure 3. Les conditions supposées pour cette comparaison sont les suivantes :
- | | | |
|----|---|--------------------------|
| 25 | Débit d'eaux usées brutes | 38 000 m ³ /j |
| | Oxygène dissous dans la zone d'aération | 6 mg/l |
| 30 | Demande biochimique en oxygène des eaux usées brutes transmises dans la zone d'aération | 200 mg/l |
| | Demande biochimique en oxygène des eaux transmises à la zone d'aération | 140 mg/l |
| | Réduction de la demande biochimique en oxygène dans la zone d'aération | 90 % |
| 35 | Température d'aération | 20°C |
| | Boue primaire : | |
| | matières solides totales en suspension | 40 000 mg/l |
| | débit vers la zone de digestion | 114 m ³ /j |
| 40 | Boue secondaire en excès : | |
| | matières solides en suspension au total | 20 000 mg/l |
| | débit vers la zone de digestion | 239 m ³ /j |

	Oxygène dissous dans la zone de digestion	2 mg/l
5	Réduction des matières solides en suspension qui peuvent être dégradées en matières volatiles dans la zone de digestion	90 % (bio-dégradables)
	α dans la zone de digestion	0,6
	Température de digestion	60°C
	Pureté en O ₂ du gaz introduit	98 %
10	Utilisation globale de O ₂	75 %

La valeur α de la liste précédente est essentiellement un facteur de correction du coefficient de transfert de masse $K_L a$ et représente la disparité de ce facteur entre l'eau du robinet à 20°C et la boue particulière subissant la digestion à température élevée.

Les figures 7, 8 et 9 représentent la répartition de la pureté de l'oxygène et la puissance consommée pour la dissolution dans l'installation pour diverses alimentations en oxygène. La figure 7 correspond à des alimentations séparées en oxygène et des évacuations séparées de gaz de la zone d'aération (par les sous-zones R₁, R₂ et R₃) et de la zone de digestion (avec les sous-zones D₁ et D₂). La division de l'oxygène entre les deux étapes est réglée afin que la puissance totale consommée soit minimale pour cependant une utilisation globale de O₂ de 75 %. La figure 8 représente la circulation en série de toute la charge d'oxygène d'abord dans la zone d'aération puis dans la zone de digestion. La puissance consommée, représentée sur les figures 7 à 14 est seulement celle qui correspond à la dissolution de l'oxygène ; la puissance supplémentaire nécessaire au mélange, en plus de la puissance de dissolution, n'est pas incorporée.

On note sur la figure 7 que, lorsque la charge d'oxygène transmise à l'appareil de digestion est limitée à la seule quantité d'oxygène nécessaire dans cet appareil, la pureté du gaz d'aération tombe très nettement jusqu'à une valeur inférieure à 50 %. La réduction de la pression partielle de l'oxygène dans la phase gazeuse et la faible solubilité de l'oxygène à température élevée nécessitent une quantité d'énergie anormalement élevée pour la dissolution dans le digesteur. La puissance

totale de dissolution nécessaire dans les deux étapes est de 273 kW.

Sur la figure 8, le transfert massique de l'oxygène est amélioré dans le réacteur des eaux usées mais au détriment du digesteur. Malgré le fait qu'une quantité accrue d'oxygène pénètre dans le digesteur par rapport à la figure 7, la pureté est réduite et, à température élevée, la consommation de puissance dans le digesteur est même accrue. Les économies d'énergie dans la zone d'aération sont presque totalement compensées par l'augmentation de consommation d'énergie dans la zone de digestion si bien que la puissance totale de dissolution reste à la valeur élevée de 271 kW.

La figure 9 correspond au cas de l'invention dans lequel la réduction de la pureté en oxygène, lorsque la charge d'oxygène pénètre dans le premier étage de digestion D_1 est moins importante que dans le cas des figures 7 et 8, et la pureté du gaz d'aération est encore bien supérieure à 50 %. De plus, la réduction supplémentaire de pureté dans le second étage D_2 de digestion est relativement faible. Lorsque le gaz contenant l'oxygène partiellement consommé quitte la zone de digestion après D_2 et pénètre dans le premier étage de la zone d'aération R_1 , la pureté du gaz augmente brutalement d'environ 50 % à 70 % environ d'oxygène. L'augmentation de la pureté en oxygène est due à l'absorption rapide de CO_2 et à la condensation de l'eau, et donne une pression partielle convenable d'oxygène dans l'étage R_1 , satisfaisant au prélèvement rapide d'oxygène dans cet étage sans consommation indésirable d'énergie. La puissance totale de dissolution nécessaire dans les deux étapes est de 195 kW. On note aussi que, après passage du gaz d'aération dans les trois étages de la zone d'aération, la pureté du gaz évacué est encore supérieure à celle du gaz pénétrant dans l'étage R_1 . En résumé, la comparaison des figures 7 à 9 indique que l'invention permet une économie de la puissance de dissolution de 28 % environ par mise en oeuvre d'une force d'entraînement nettement supérieure due à la pression partielle d'oxygène, dans la zone de digestion à température élevée.

EXEMPLE 2

Les figures 7, 8 et 9 reposent sur des essais mettant

en oeuvre une température relativement élevée dans la zone de digestion, égale à 60°C, c'est-à-dire dans un cas dans lequel le problème du transfert massique dans le digesteur a tendance à devenir très aigu. La figure 10 représente l'effet de différentes températures dans la zone de digestion sur la puissance de dissolution nécessaire dans les deux étapes de la figure 9. Mis à part la température de digestion, les conditions correspondant à la figure 9 restent inchangées. Lorsque la température de digestion diminue à partir de 60°C, la courbe A indique que la puissance de dissolution diminue dans la zone de digestion essentiellement du fait de l'augmentation de la solubilité de l'oxygène et de la réduction de la tension de vapeur d'eau. Cependant, la puissance de dissolution dans la zone d'aération (courbe B) reste pratiquement sans changement lors des variations de température dans le digesteur. Le décalage vertical des courbes A et B indique la difficulté relative de la transmission d'oxygène dissous dans les deux étapes. Lorsque la boue primaire n'est pas dérivée autour de l'aération vers le digesteur, les courbes sont plus proches et indiquent un déplacement de la demande biochimique en oxygène du digesteur au réacteur d'aération. La courbe C de la figure 10 indique que les températures de la zone de digestion ont une influence sur la variation de la pureté de l'oxygène observée entre le gaz de la sous-zone finale de digestion et le gaz de la sous-zone initiale d'aération. Bien qu'une augmentation de la pureté apparaisse de façon importante dans la plage de températures de la figure 10, l'effet est de plus en plus prononcé lorsque la température de digestion augmente.

La courbe D de la figure 10 repose sur le même jeu de paramètres que la courbe C, mais sans utilisation d'un clarificateur primaire, c'est-à-dire lorsque la boue primaire n'est pas produite et dérivée autour de la zone d'aération. De manière générale, le saut de la pureté de l'oxygène, de la digestion à la zone d'aération, n'est pas aussi prononcé en l'absence de l'utilisation d'un clarificateur.

Le point E correspond à une zone de digestion à un seul étage travaillant à 60°C et à une zone d'aération à un seul étage, contrairement aux comparaisons précédentes qui

correspondent à des zones à plusieurs étages. Le point E correspond à une installation sans clarificateur et ayant une demande biochimique en oxygène des eaux usées analogue à celle de l'effluent primaire traité dans l'installation correspondant à la

5 courbe C. Les paramètres sont les suivants :

	Température d'aération des eaux usées	20°C
	Débit des eaux usées brutes	38 000 m ³ /j
	Demande biochimique en oxygène des eaux usées brutes	150 ppm
10	Oxygène dissous dans la zone d'aération	6 mg/l
	Réduction de la demande biochimique en oxygène dans l'aération	90 %
	Boue secondaire en excès :	
	matières solides en suspension au total	25 000 ppm
15	débit vers le digesteur	200 m ³ /j
	Oxygène dissous dans la zone de digestion	200 mg/l
	Réduction des matières solides en suspension dégradables sous forme volatile, dans la zone de digestion	90 % (biodégradables)
20	α dans la zone de digestion	0,6
	Température de digestion	60°C
	Pureté de la charge en oxygène	98 %
	Utilisation globale de l'oxygène	75 %

EXEMPLE 3

25 Les avantages de l'invention appliqués à des opérations de contact-stabilisation peuvent aussi être représentés graphiquement. Comme indiqué précédemment, diverses variantes sont possibles, certaines étant plus avantageuses que d'autres. Dans une certaine mesure, la variante la plus avantageuse

30 dépend des conditions de fonctionnement dans chaque cas particulier. Dans une zone d'aération à contact-stabilisation, la quantité totale d'oxygène nécessaire dans la sous-zone de contact peut être très faible étant donné le faible temps de séjour. Alors que le prélèvement d'oxygène est habituellement important

35 dans la sous-zone de contact, la fraction de la puissance totale de dissolution consommée dans cette sous-zone est habituellement faible et l'effet adverse d'une pression partielle relativement faible d'oxygène est tolérable.

Dans la sous-zone de stabilisation, le temps de

séjour est plus long que dans la sous-zone de contact, et, dans cette zone, la demande biochimique en oxygène qui a été simplement absorbé physiquement sur la biomasse dans la sous-zone de contact, doit être oxydée. En conséquence, la quantité d'oxygène nécessaire dans cette étape est importante. De plus, pour le même volume total d'aération (sous-zone de contact plus sous-zone de stabilisation) une fraction accrue de la boue subit une auto-oxydation par rapport à la disposition normale des installations aux boues activées. En fait, une partie de la charge de réduction des matières solides réalisée normalement dans la zone de digestion associée à la zone classique non séparée d'aération, est transférée à la sous-zone de stabilisation dans l'installation à contact-stabilisation. De manière correspondante, la quantité d'oxygène nécessaire dans la zone de digestion est réduite, alors que la quantité nécessaire à la sous-zone de stabilisation est accrue.

Une autre caractéristique du contact-stabilisation est la réduction du débit d'eau dans la sous-zone de stabilisation. Alors que le débit de liquide au cours de la stabilisation est bien supérieur au débit de liquide dans la zone de digestion, il est néanmoins très inférieur à celui de la sous-zone de contact. Par exemple, on suppose que le débit d'alimentation en eaux usées et le débit de recyclage sont de 100 et 30 volumes par unité de temps respectivement. On suppose de plus que la boue en excès forme 1,5 % de la boue séparée au total dans le clarificateur. Dans ce cas, le débit dans la sous-zone de stabilisation correspond à 66 fois environ au débit dans la zone de digestion. En conséquence, bien que la teneur en matières solides et l'auto-oxydation soient importantes dans la sous-zone de stabilisation, la température atteinte autothermiquement n'est pas élevée à ce moment étant donné que le débit de liquide est très supérieur à celui du digesteur. Ainsi, la limite de solubilité de l'oxygène est encore élevée et l'eau n'exerce pas une pression partielle élevée. D'autre part, le débit réduit de liquide dans la zone de stabilisation a tendance à déplacer une quantité accrue de CO_2 de la phase liquide à la phase gazeuse par rapport à la sous-zone de contact, si bien que la pression partielle de O_2 est réduite. La valeur

du coefficient K_L a aussi tendance à être réduite dans le cas de la boue épaisse de la sous-zone de stabilisation par rapport à celle de la liqueur mixte de la sous-zone de contact.

Etant donné les considérations qui précèdent, la sous-zone de stabilisation est en général caractérisée par une consommation intense d'oxygène et par des conditions de transfert massique moins favorables que dans la sous-zone de contact mais plus favorables que dans la zone de digestion. En conséquence, la consommation d'énergie dans la sous-zone de stabilisation est un facteur important. Les mesures prises pour l'amélioration du transfert massique dans la zone de digestion doivent tenir compte de l'influence sur la sous-zone de stabilisation.

Les figures 11 à 14 représentent les variations de la pureté en oxygène et de la puissance de dissolution dans quatre dispositifs d'installation intégrée combinant un contact-stabilisation avec un digesteur à température élevée. Les sous-zones de contact et de stabilisation comprennent chacune deux étages de circulation de gaz et de liqueur dans le même sens, de la même manière que la zone de digestion. Les conditions supposées pour la comparaison sont les suivantes :

	Débit d'eaux usées	38 000 m ³ /j
	Température d'aération des eaux usées	20°C
25	Demande biochimique en oxygène des eaux usées	150 mg/l
	Oxygène dissous lors du contact et de la stabilisation	6 mg/l
	Débit de recyclage de boue	11 400 m ³ /j
30	Teneur totale en matières solides de la boue	20 000 mg/l
	Boue transmise au digesteur	128 m ³ /j
35	Réduction de la teneur des matières solides en suspension dégradables en matières volatiles dans la zone de digestion	90 % (biodégradables)
	Température de digestion	45°
	α pour la stabilisation	0,6
	α dans la zone de digestion	0,6
	Pureté de O ₂ introduit	98 %
40	Utilisation globale de l'oxygène	75 %

Les conditions supposées facilitent le transfert massique dans la digestion de deux manières. D'abord, la température de digestion (45°C) est inférieure à celle qu'on a supposée dans l'exemple précédent (60°C). Ensuite, l'appareil ne comprend pas de clarificateur primaire. Dans cet exemple 3, les conditions favorables dans le digesteur sont utilisées intentionnellement afin que le rôle de la sous-zone de stabilisation et la nécessité de la sélection d'un circuit d'oxygène convenant aux conditions particulières, apparaissent clairement.

- 10 Dans le diagramme de la figure 11, la séquence d'étapes mise en oeuvre par le circuit d'oxygène comprend d'abord une digestion (sous-zones D_1 , D_2), puis une sous-zone de contact (sous-zones C_1 , C_2), puis une troisième sous-zone de stabilisation (sous-zones S_1 , S_2). Le graphique montre clairement que le
- 15 problème du transfert massique dans le digesteur est efficacement résolu. L'introduction de tout l'oxygène dans le digesteur donne une pureté élevée en oxygène et une faible puissance de dissolution dans le digesteur, correspondant sensiblement aux valeurs de la sous-zone de contact. Une augmentation de la pureté de O_2
- 20 apparaît encore entre D_2 (deuxième étage de digestion) et C_1 (première étage de sous-zone de contact). Cependant, on constate qu'un transfert massique apparaît dans la sous-zone de stabilisation étant donné en grande partie la faible valeur du coefficient α , la quantité élevée d'oxygène nécessaire et la
- 25 faible capacité d'absorption de CO_2 du débit réduit de liquide. Non seulement la capacité d'absorption de CO_2 produit dans la sous-zone de stabilisation est réduite mais encore le liquide pénétrant dans la sous-zone de stabilisation contient moins de 50 % de CO_2 produit dans le digesteur et la sous-zone de contact.
- 30 La puissance totale nécessaire pour la dissolution de l'oxygène est de 143 kW.

Bien que la sous-zone de stabilisation pose un problème de transfert massique dans le cas représenté sur la figure 11, la situation est néanmoins meilleure que celle qui

35 correspond au cas où le digesteur est placé de la première position en dernière position dans le circuit d'oxygène. Cette disposition est représentée à titre comparatif sur la figure 12. La pureté de l'oxygène dans le digesteur tombe alors bien au-

dessous de 50 % et la consommation d'énergie augmente beaucoup dans cette étape. Comme la sous-zone de contact précède le digesteur, il n'est pas nécessaire que CO_2 produit dans le digesteur soit rejeté dans la totalité des eaux usées. En conséquence, on ne note pas l'augmentation de la pureté de l'oxygène dans le gaz d'aération, dans le circuit d'oxygène, et la puissance totale nécessaire pour la dissolution est égale à 155 kW.

Dans les conditions particulières supposées dans cette comparaison, la figure 11 ne correspond pas à la meilleure disposition du circuit de l'oxygène pour la mise en oeuvre de l'invention. Les figures 13 et 14 correspondent à de meilleures dispositions, la zone de digestion et la sous-zone de stabilisation précédant toutes deux la sous-zone de contact. Sur la figure 13, la sous-zone de stabilisation est disposée d'abord dans la séquence de circulation du gaz d'aération contenant l'oxygène afin que les puretés de l'oxygène soient maximales et la puissance de dissolution minimale dans cette étape. Le gaz quitte la zone S_2 de stabilisation vers la zone D_1 de digestion avec 75 % environ d'oxygène et, lorsqu'il a pénétré dans le digesteur et s'est mélangé au gaz de celui-ci, la pureté tombe beaucoup à 55 % environ dans D_1 et près de 50 % dans D_2 . Normalement, ce gaz est de qualité peu propice à une utilisation dans une sous-zone de contact. Cependant, étant donné la concentration élevée en constituants facilement absorbables, la pureté augmente à 70 % d'oxygène après introduction et mélange avec le gaz de la sous-zone C_1 . En conséquence, la consommation d'énergie dans l'étape de contact n'est pas excessive et la puissance nécessaire au total pour la dissolution est égale à 139 kW.

Sur la figure 14, les positions de la zone de digestion et de la sous-zone de stabilisation sont échangées par rapport à la figure 13. La pureté de l'oxygène et la puissance consommée dans la sous-zone de contact sont pratiquement comme représenté sur la figure 13. Dans la sous-zone de stabilisation, les puretés de l'oxygène sont plus faibles que dans le cas de la figure 13, si bien que l'énergie est plus importante.

La figure 14 indique que la sous-zone de contact ne doit pas suivre immédiatement le digesteur afin que la perte en oxygène soit améliorée. Dans ce cas, l'augmentation de pureté

entier la source et le récepteur du gaz $S_2 \rightarrow C_1$ ne représente pas une variation importante de la teneur en eau étant donné que la sous-zone de stabilisation et la sous-zone de contact sont pratiquement à la même faible température. L'augmentation de pureté est due à l'absorption de CO_2 . La quantité totale de CO_2 dans l'étage S_2 (phases liquide et gazeuse) est non seulement celle qui est produite dans la sous-zone de stabilisation mais comprend aussi une partie importante provenant du digesteur. Comme indiqué précédemment, le débit de liquide dans la sous-zone de stabilisation correspond à une petite fraction du débit des eaux usées, et sa capacité d'absorption de CO_2 est limitée. En conséquence, une réduction importante de la teneur en CO_2 du gaz apparaît lorsque celui-ci est d'abord au contact du liquide dans C_1 . La puissance totale nécessaire pour la dissolution est de l'ordre de 137 kW, c'est-à-dire la plus faible de toutes les installations des figures 11 à 14.

Sur la figure 14, on note que, pour une température élevée du digesteur, par exemple $60^\circ C$, on observe un effet plus prononcé sur la pureté de l'oxygène entre la source et le récepteur lors du transfert $D_2 \rightarrow S_1$ du gaz, étant donné l'absorption de l'eau. La pureté du gaz dans le digesteur est nettement inférieure à celle qui est représentée sur la figure 14 alors que la pureté du gaz dans la sous-zone de stabilisation est affectée à un moindre degré. Ainsi, on peut obtenir une double augmentation de la pureté en oxygène entre les sous-zones d'origine et de réception, d'abord pour le transfert $D_2 \rightarrow S_1$ et ensuite pour le transfert $S_2 \rightarrow C_1$, lors de la circulation du gaz.

Lorsque les installations correspondant aux figures 11, 13 et 14 comportent un clarificateur primaire, la demande biochimique en oxygène est dérivée par rapport à la zone de contact-stabilisation et parvient directement à la zone de digestion. La quantité d'oxygène qui doit être dissoute est transférée de la sous-zone de stabilisation à la zone de digestion, et la préférence se porte que les modes de réalisation dans lesquels le digesteur est disposé le premier dans la séquence de circulation du gaz d'aération. Alors que les installations des figures 13 et 14 sont préférables à celle de la

figure 11 en l'absence d'un clarificateur primaire, les installations des figures 11 et 14 sont préférables à celle de la figure 13 en présence d'un tel clarificateur.

EXEMPLE 4

5 L'effet de la variation de la température de la zone d'aération sur la différence de puretés en oxygène des gaz des zones de digestion et d'aération est représenté au cours d'une série d'expériences simulées résumées par la figure 15. L'installation comprend trois sous-zones d'aération d'eaux usées (sans contact-stabilisation) et deux sous-zones de digestion, toutes deux comprenant des courants étagés de même sens de gaz et de
10 liqueur, le gaz partiellement épuisé en oxygène provenant de la seconde sous-zone de digestion circulant vers la première sous-zone d'aération. L'installation ne comprend pas de clarificateur primaire. On suppose, pour ces calculs, que la zone d'aération est déterminée pour une réduction prédéterminée de la demande biochimique en oxygène de 90 %, pour une température de 20°C de la liqueur de la zone d'aération. Les variations saisonnières influent évidemment sur la température des eaux
15 usées introduites et en conséquence sur la température de la liqueur si bien qu'on considère la température des eaux usées introduites comme paramètre imposé à la zone d'aération de dimension fixe. Dans ce cas, la réduction de la demande biochimique en oxygène varie aussi. De plus, la production d'un excès de boue par la zone d'aération varie et impose une charge
20 variable en matières solides en suspension capables de se dégrader sous forme volatile à la zone de digestion. Malgré cette charge variable de la zone de digestion, les calculs de cet exemple 4 supposent une réduction fixe de 40 % de ces
25 matières solides capables de former des matières volatiles, dans la zone de digestion, permettant la modification de la dimension du digesteur. Les autres données utilisées sont les suivantes :

Données fixes

35	Débit des eaux usées brutes	38 000 m ³ /j
	Oxygène dissous dans la zone d'aération	6 mg/l
	Demande biochimique en oxygène des eaux usées brutes	250 mg/l

	alcalinité des eaux usées brutes (calculée sous forme CaCO_3)	250 mg/l
5	réduction de la demande biochimique en oxygène dans la zone d'aération (à 20°C seulement)	90 %
	Boue secondaire en excès, teneur totale en matières solides	25 000 mg/l
10	Réduction de la teneur en matières solides en suspension qui peuvent être dégradées sous forme volatile, dans la zone de digestion	90 % (biodé- gradables)
	Oxygène dissous dans la zone de digestion	2 mg/l
	% dans la zone de digestion	0,6
	Pureté de la charge en oxygène	98 %
15	Utilisation globale de l'oxygène	75 %

Données variables

	Température d'aération des eaux usées WT	15, 20, 25, 30°C
	Réduction de la demande biochimique en oxygène dans la zone d'aération	variable avec WT
20	Débit de boue secondaire vers la zone de digestion	variable avec WT
	Différence de températures du gaz d'aération entre le digesteur et la zone d'aération ΔT	0, 10, 20, 30°C
25	Température dans la zone de digestion	WT + ΔT

L'examen de la figure 15 indique que, pour une température de la liqueur de 15°C dans la zone d'aération, l'augmentation de la pureté en oxygène au-dessus de zéro ne se présente pas tant que la différence de températures ΔT entre la zone de digestion et la zone d'aération est au moins égale à 10°C, justifiant ainsi les limites inférieures précisées selon l'invention. Il faut aussi noter que, lorsque la température de la liqueur dans la zone d'aération augmente jusqu'à un croisement dans la région ΔT de l'ordre de 21 à 27°C, des différences importantes de températures sont nécessaires pour l'obtention de l'augmentation voulue de la pureté en oxygène. La figure 15 indique aussi qu'un fonctionnement convenable avec l'augmentation souhaitable de pureté entre la région d'avacuation du gaz du digesteur et la région d'alimentation en gaz de la zone d'aération nécessite que la zone de digestion soit au moins à

40°C et au moins à 20°C au-dessus de la température de la zone d'aération.

EXEMPLE 5

La figure 16 résume une série de données correspondant aux conditions de la figure 15 mais dans lesquelles les alcalinités correspondent à 250 et 50 mg/l, pour des valeurs choisies de la température de la liqueur dans la zone d'aération à 15 et 30°C. A titre de comparaison, l'alcalinité utilisée dans les exemples 1 à 4 est de l'ordre de 240 mg/l sauf indication contraire. Pour chaque paire de courbes à la même température sur les figures 16 et 17, la courbe supérieure correspond à une alcalinité de 250 mg/l et la courbe inférieure à une alcalinité de 50 mg/l. Il est clair que l'augmentation voulue de la pureté de l'oxygène entre le gaz de digestion et le gaz d'aération est améliorée par une alcalinité élevée. Par exemple, pour une température de liqueur de 30°C et pour $\Delta T = 25^\circ\text{C}$, l'augmentation de pureté en oxygène pour la courbe d'alcalinité à 50 mg/l est d'environ 2 % alors qu'elle est de 4 % environ pour l'alcalinité de 250 mg/l.

EXEMPLE 6

La figure 17 résume une autre série de données correspondant aux hypothèses et aux conditions de la figure 16 mais avec une réduction de la demande biochimique en oxygène de 95 % dans la zone d'aération des eaux usées, pour une température de liqueur de 20°C. Dans les exemples 4 et 5, cette réduction de la demande biochimique en oxygène était de 90 % à 20°C.

La comparaison des figures 16 et 17 indique que l'augmentation de la réduction de la demande biochimique en oxygène dans la zone d'aération provoque une augmentation de ΔT pour laquelle l'augmentation de pureté de l'oxygène apparaît entre les sous-zones $D_2 \rightarrow R_1$, ΔT étant plus élevé pour les faibles réductions de cette demande biochimique en oxygène. Par exemple, une augmentation de pureté de 5 % est obtenue pour une réduction de 90 % de la demande biochimique en oxygène pour une température dans la zone d'aération de 30°C, une alcalinité de 50 mg/l et $\Delta T = 30^\circ\text{C}$. A titre comparatif, la figure 17 indique qu'une augmentation de 1 % de l'oxygène apparaît pour

une réduction de la demande biochimique en oxygène de 95 % pour une même température, une même alcalinité et une même différence ΔT dans la zone d'aération.

EXEMPLE 7

- 5 Alors que l'aération et la digestion selon l'invention mettent en oeuvre avantageusement plusieurs sous-zones, l'invention donne aussi une économie importante de puissance lors de l'utilisation de zones à un seul étage. Cet exemple permet une comparaison correspondant aux conditions de l'exemple 1
- 10 pour trois circuits d'alimentation en gaz d'aération alimentant une zone d'aération d'eaux usées à un seul étage et une zone de digestion à un seul étage. Les trois circuits d'alimentation en gaz sont les suivants : (a) alimentation séparée des gaz, la division du gaz d'aération étant réglée en vue d'une consommation
- 15 minimale d'énergie, (b) introduction de la totalité du gaz d'abord dans la zone d'aération puis dans la zone de digestion, et (c) introduction de la totalité du gaz d'abord dans la zone de digestion puis dans la zone d'aération, selon l'invention.

	<u>Aération</u>		<u>Digestion</u>	
	Pureté en O ₂ %	kW	Pureté en O ₂ %	kW
20 (a) Alimentation séparée O ₂	58,7	90	35,4	91
Dissolution totale	181 kW			
25 (b) O ₂ d'aérateur au digesteur	79,1	62	35,4	91
Dissolution totale	153 kW			
(c) O ₂ du digesteur à l'aérateur	67,5	75	62,1	46
Dissolution totale	122 kW			

- 30 Dans cet exemple, l'invention permet une augmentation de 5,4 % de la pureté de l'oxygène et une économie de 20 % sur la puissance de dissolution.

Il est bien entendu que l'invention n'a été décrite et représentée qu'à titre d'exemple préférentiel et qu'on pourra apporter toute équivalence technique dans ses éléments constitu-
35 tifs sans pour autant sortir de son cadre.

REVENDICATIONS

1. Procédé de réduction de la demande biochimique en oxygène d'eaux usées, dans une zone couverte d'aération, et de boue activée dans une zone couverte de digestion, par aération
5 avec un gaz contenant de l'oxygène, ledit procédé étant caractérisé en ce qu'il comprend une première étape d'introduction d'un premier gaz contenant au moins 40 % en volume d'oxygène et de mélange de ce gaz, formant un gaz d'aération, avec les eaux usées et la boue recyclée dans la zone d'aération, avec
10 simultanément le recyclage continu de l'un des fluides par rapport aux autres fluides dans la zone d'aération en quantité et à une vitesse suffisantes pour que la teneur en oxygène dissous DO de la liqueur mixte soit au moins égale à 0,5 mg/l, la température de la liqueur étant au moins égale à 15°C, cette
15 première étape comprenant aussi la séparation de la liqueur mixte en un liquide purifié et une boue activée, et l'évacuation du gaz contenant l'oxygène non consommé de la zone d'aération à un débit tel que sa teneur en oxygène ne dépasse pas 40 % de la quantité totale d'oxygène introduite dans la zone de
20 digestion, une seconde étape de renvoi d'une partie de la boue activée dans la zone d'aération sous forme d'une boue recyclée, une troisième étape de formation d'un second gaz contenant au moins 80 % d'oxygène en volume et comprenant une partie du premier gaz, une quatrième étape d'introduction du second gaz
25 et de la boue activée non renvoyée de la seconde étape dans la zone de digestion, avec mélange et recyclage simultanés de l'un des fluides par rapport aux eaux dans la zone de digestion, en quantité et avec une vitesse suffisantes pour que la teneur en oxygène dissous soit maintenue dans la boue à au moins 2 mg/l
30 et que la teneur totale en matières solides en suspension MLSS de la boue soit maintenue à au moins 15 000 mg/l, une cinquième étape de maintien de la boue dans la zone de digestion pendant la quatrième étape à une température d'au moins 25°C et à 10°C au moins au-dessus de la température de la liqueur dans la
35 première étape, mais à moins de 75°C, une sixième étape de poursuite de la cinquième étape pendant un temps suffisant pour que 60 % au moins des matières solides en suspension de la boue introduite dans la zone de digestion, qui peuvent être biodégra-

dées sous forme volatile, s'oxydent, puis d'évacuationsséparées du résidu stabilisé de boue et du gaz de digestion partiellement épuisé en oxygène, ayant une pureté d'au moins 40 % en oxygène, à un débit tel que la teneur en oxygène est au moins égale à

5 35 % de la teneur en oxygène du second gaz pénétrant dans la zone de digestion, et une septième étape d'utilisation du gaz de digestion partiellement épuisé en oxygène de la sixième étape sous forme de l'essentiel au moins du premier gaz utilisé dans la première étape.

10 2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le second gaz de la troisième étape est chauffé avant introduction dans la zone de digestion.

3. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le temps de séjour des matières solides dans la zone de

15 digestion est compris entre 3 et 10 jours.

4. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce qu'une partie des matières solides des eaux usées est d'abord séparée et introduite directement dans la zone de digestion.

5. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce

20 que la boue dans la zone de digestion est maintenue à 20°C au moins au-dessus de la température de la liqueur de la zone d'aération des eaux usées.

6. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que 80 % au moins des matières solides qui peuvent être biodé-

25 gradées sous forme volatile, en suspension dans la boue introduite dans la zone de digestion, sont oxydées dans la sixième étape.

7. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la zone d'aération comprend une sous-zone de contact préliminaire et une sous-zone de stabilisation, la liqueur mixte est

30 déchargée de la sous-zone de contact, après mélange préliminaire et recyclage d'un fluide par rapport aux autres, et séparée en un liquide purifié et une boue mise au contact de l'oxygène, cette dernière boue est introduite dans la sous-zone de stabilisation qui assure un mélange et un recyclage supplémentaire

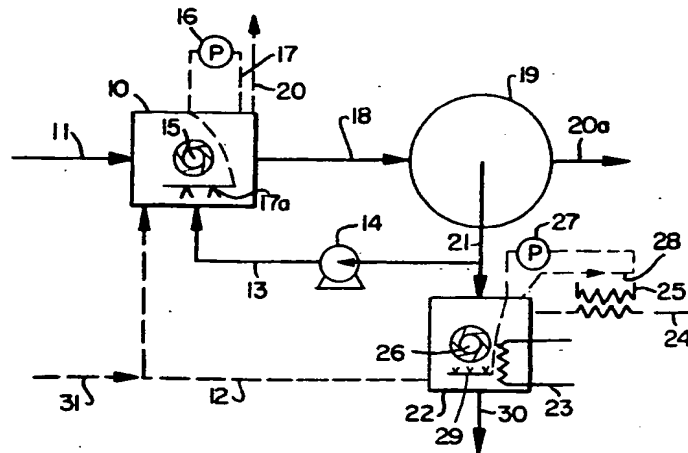
35 d'un fluide par rapport aux autres, le gaz de digestion partiellement épuisé en oxygène provenant de la sixième étape est introduit dans la sous-zone de contact sous forme du premier gaz,

et le gaz encore plus épuisé en oxygène provenant de la sous-zone de contact est introduit dans la sous-zone de stabilisation sous forme du premier gaz.

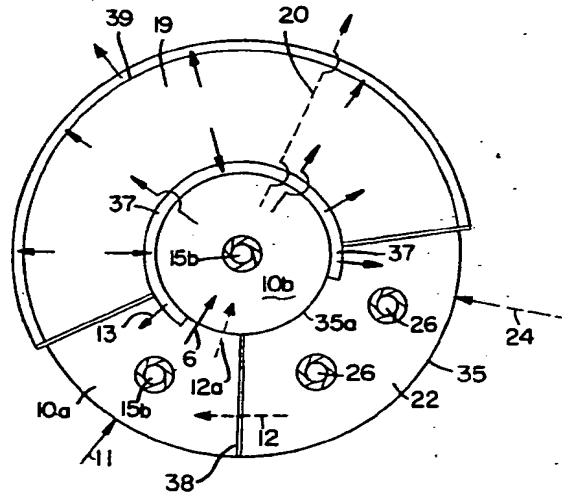
8. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la zone d'aération comprend une sous-zone de contact préliminaire et une sous-zone de stabilisation, la liqueur mixte est évacuée de la sous-zone de contact après mélange préliminaire et recyclage d'un fluide par rapport aux autres et séparation d'un liquide purifié et une boue mise au contact de l'oxygène, cette boue est introduite dans la sous-zone de stabilisation afin qu'elle soit mélangée et qu'un fluide soit recyclé par rapport aux autres, le gaz de digestion partiellement épuisé en oxygène provenant de la sixième étape est introduit dans la sous-zone de stabilisation sous forme du premier gaz, et le gaz d'aération encore plus épuisé en oxygène est évacué de la sous-zone de stabilisation et est introduit dans la sous-zone de contact sous forme du premier gaz.

9. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la zone de digestion a un rapport surface-volume inférieur à $2,62 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

10. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la teneur totale en matières solides en suspension MLSS de la boue dans la zone de digestion est au moins égale à 20 000 mg/l.

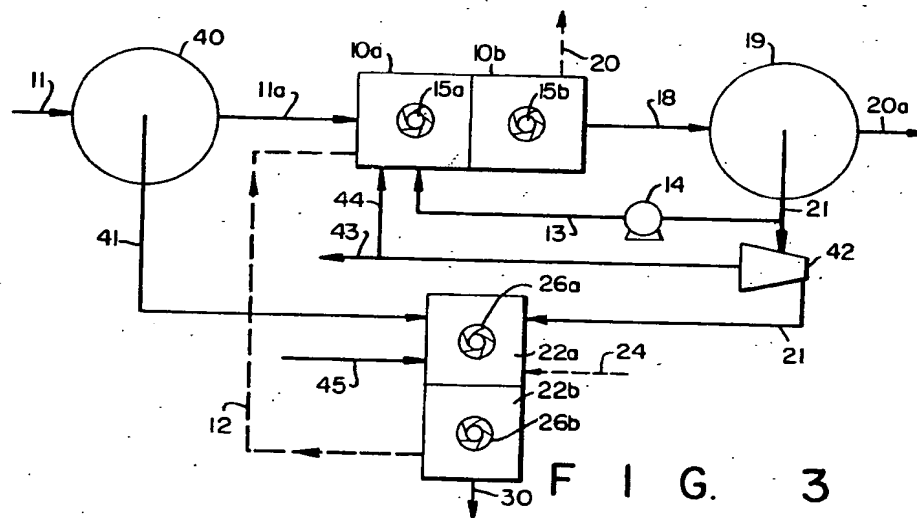
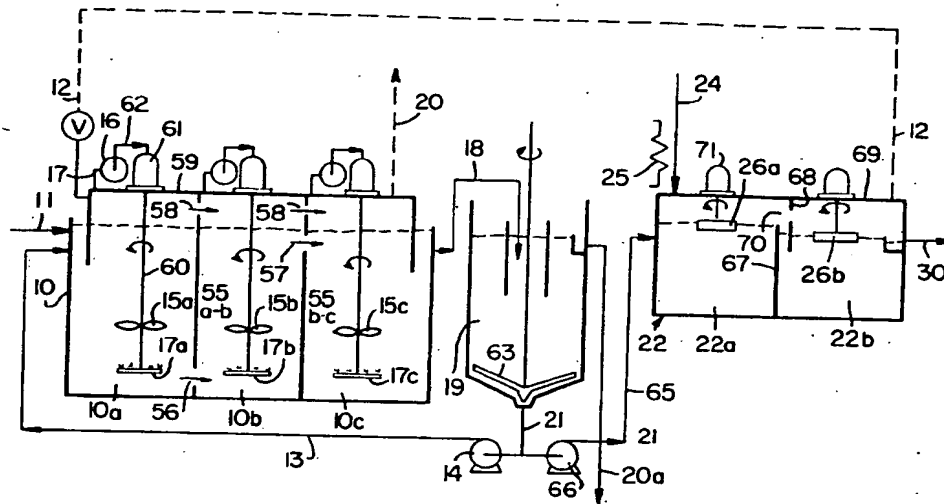


F I G. 1



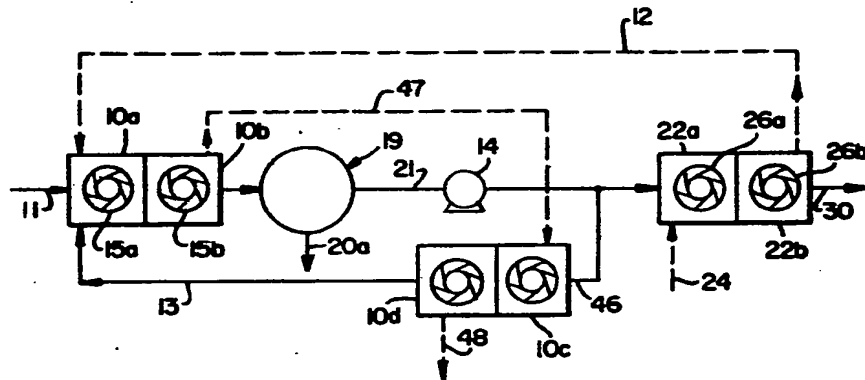
F I G. 2

F I G. 6



F I G. 3

F I G. 4



F I G. 5

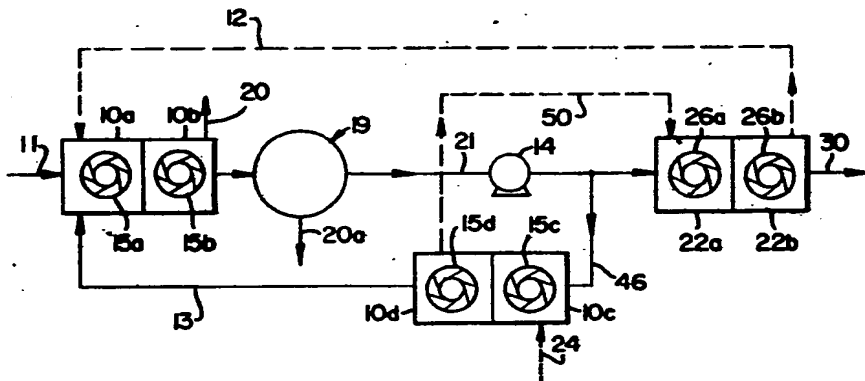


FIG. 8

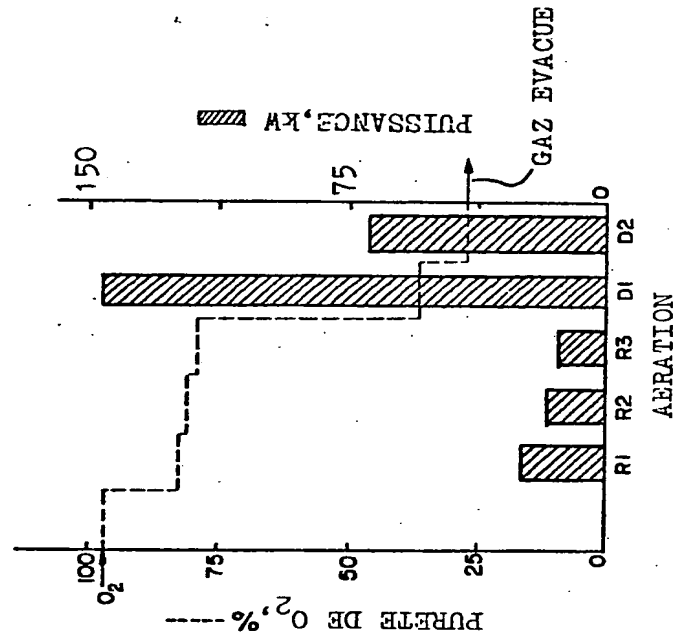


FIG. 7

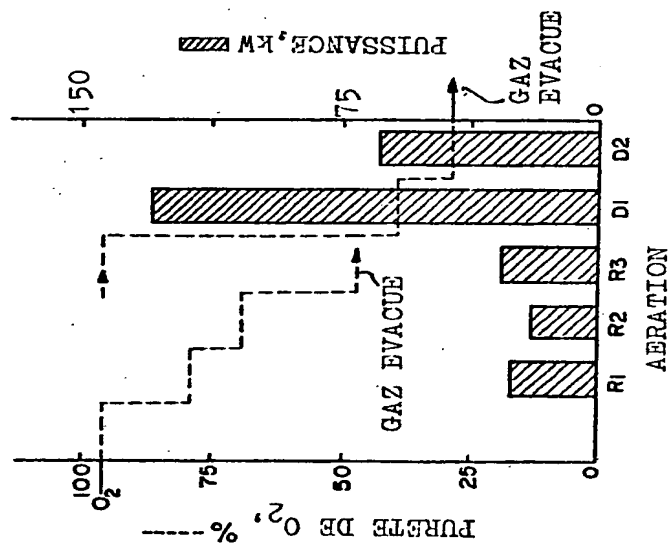


FIG. 9

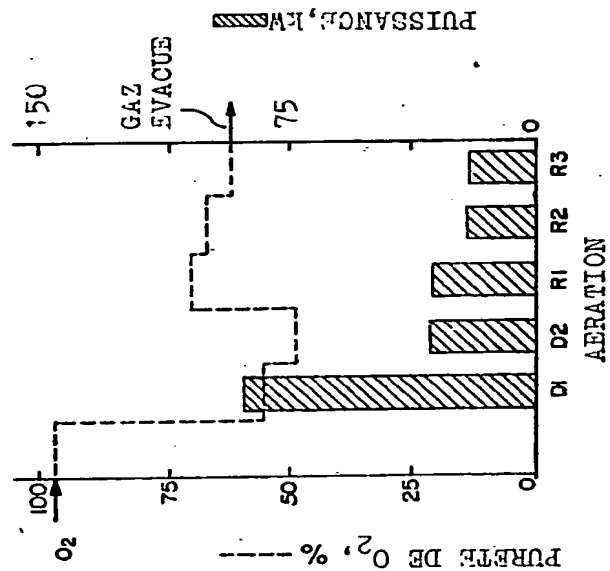
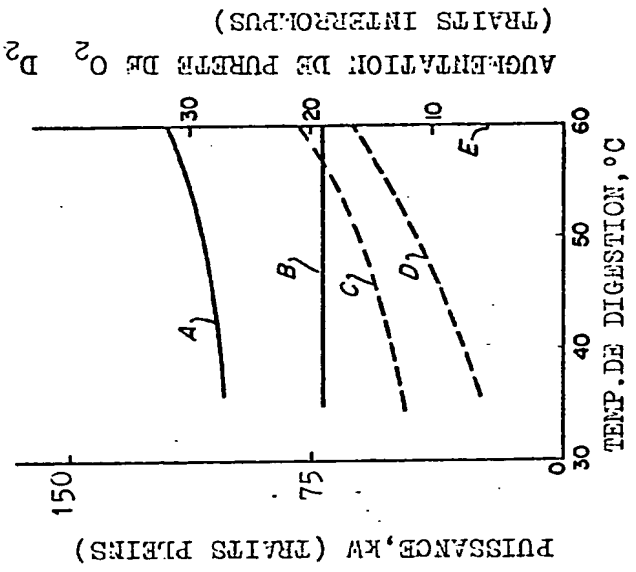
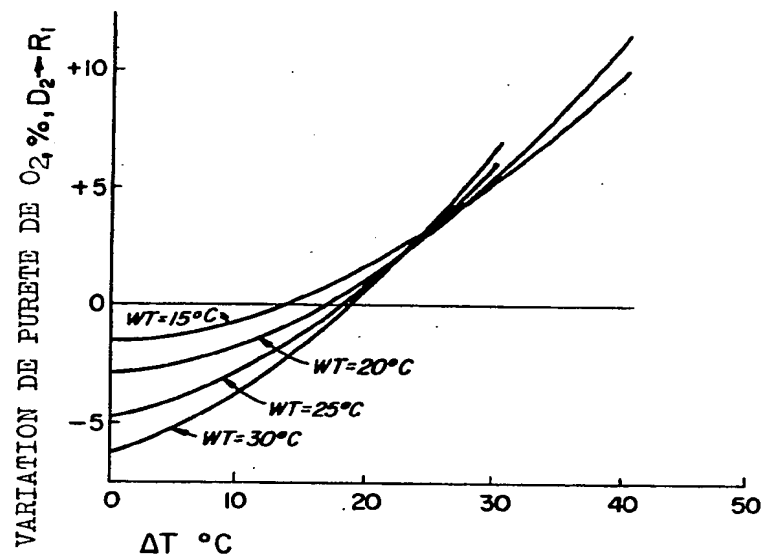


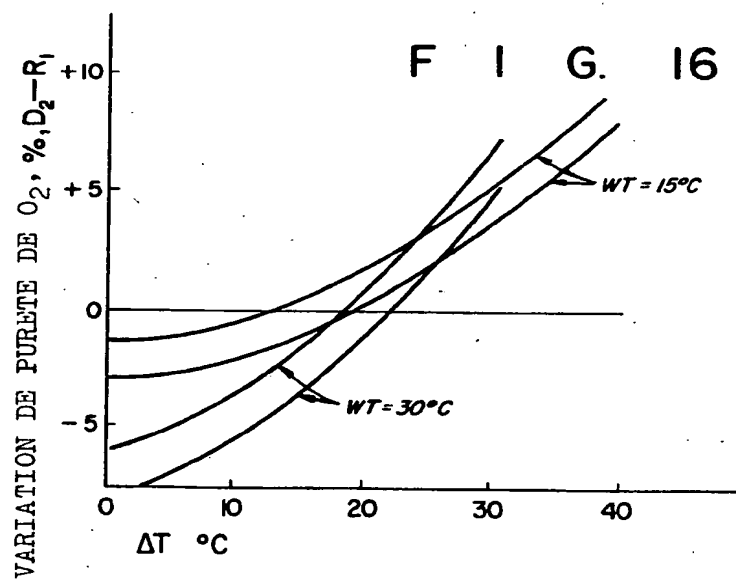
FIG. 10

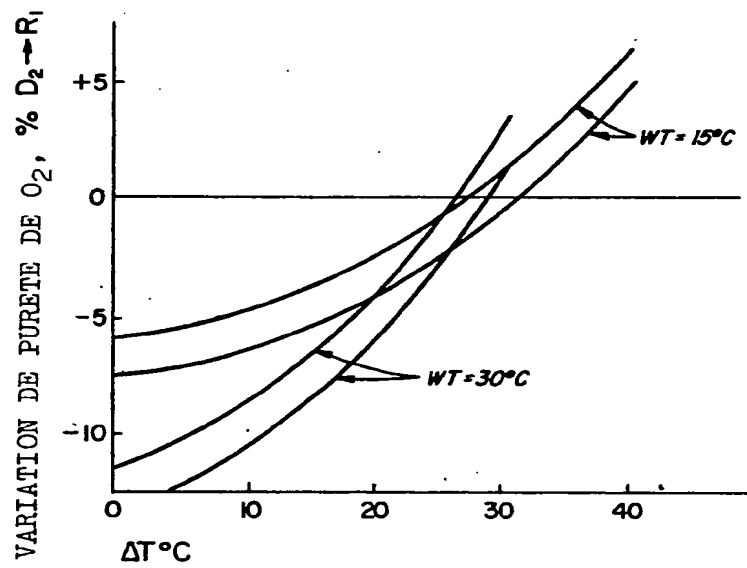


F I G. 15



F I G. 16





F I G. 17

FIG. 14

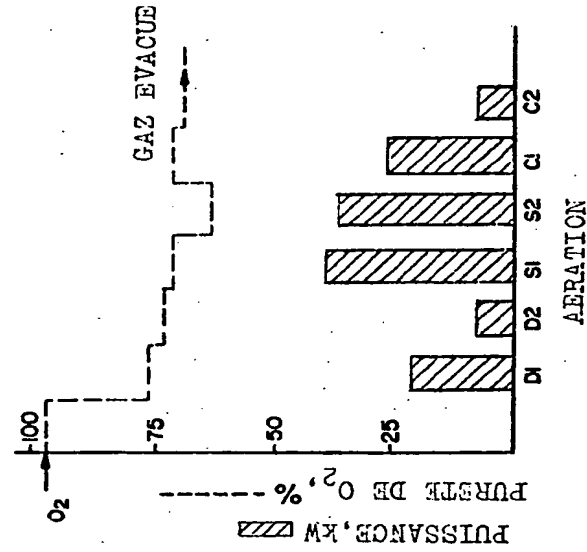
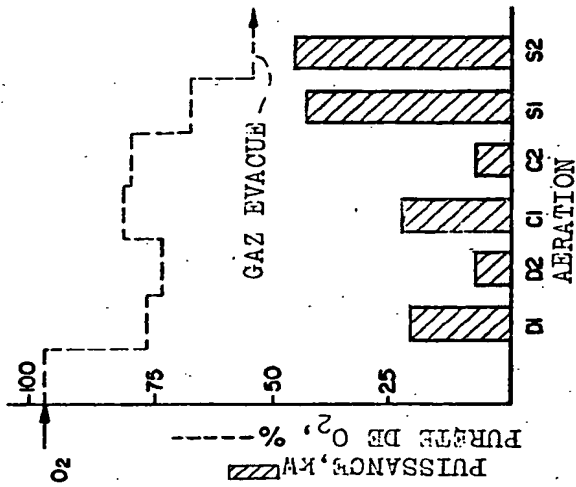
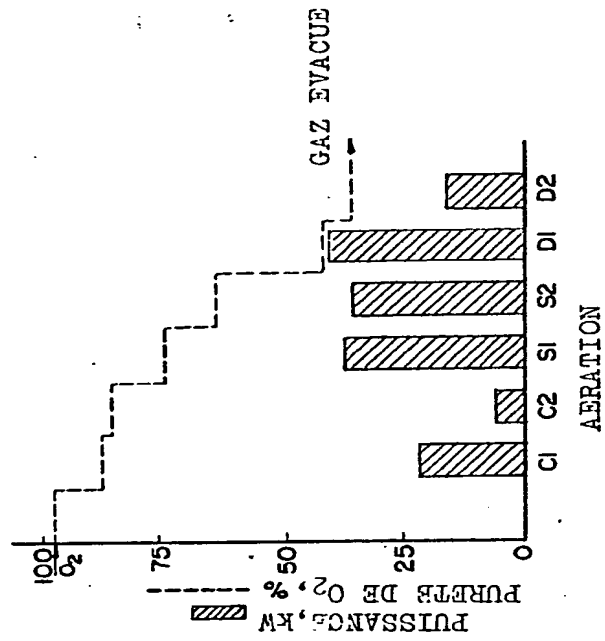


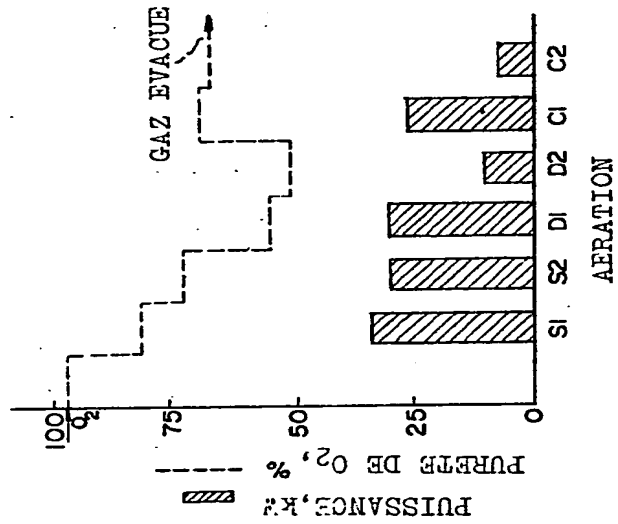
FIG. 11



F I G. 12



F I G. 13



**This Page is Inserted by IFW Indexing and Scanning
Operations and is not part of the Official Record**

BEST AVAILABLE IMAGES

Defective images within this document are accurate representations of the original documents submitted by the applicant.

Defects in the images include but are not limited to the items checked:

- ☒ BLACK BORDERS
- ☒ IMAGE CUT OFF AT TOP, BOTTOM OR SIDES
- ☐ FADED TEXT OR DRAWING
- ☐ BLURRED OR ILLEGIBLE TEXT OR DRAWING
- ☒ SKEWED/SLANTED IMAGES
- ☐ COLOR OR BLACK AND WHITE PHOTOGRAPHS
- ☒ GRAY SCALE DOCUMENTS
- ☐ LINES OR MARKS ON ORIGINAL DOCUMENT
- ☒ REFERENCE(S) OR EXHIBIT(S) SUBMITTED ARE POOR QUALITY
- ☐ OTHER: _____

IMAGES ARE BEST AVAILABLE COPY.

As rescanning these documents will not correct the image problems checked, please do not report these problems to the IFW Image Problem Mailbox.

This Page Blank (uspto)